

## ⑫ 特 許 公 報 (B 2)

平5-23321

⑮ Int. Cl.<sup>5</sup>

F 22 B 1/02

識別記号

A

庁内整理番号

7715-3L

⑳ 公告 平成5年(1993)4月2日

発明の数 2 (全23頁)

⑭ 発明の名称 流動床ボイラおよびその制御方法

⑰ 特 願 昭62-504381

⑳ 国際出願 PCT/JP87/00530

㉑ 出 願 昭62(1987)7月20日

㉒ 国際公開番号 WO89/00659

㉓ 国際公開日 平1(1989)1月26日

⑲ 発 明 者 大 下 孝 裕 神奈川県横浜市緑区北八朔町1502番地36号  
 ⑲ 発 明 者 肥 後 勉 神奈川県茅ヶ崎市緑が浜2番40号  
 ⑲ 発 明 者 小 杉 茂 東京都目黒区中目黒1丁目4番18号803  
 ⑲ 発 明 者 犬 丸 直 樹 東京都杉並区成田東4丁目16番13号  
 ⑲ 発 明 者 川 口 一 神奈川県横浜市磯子区汐見台3丁目2番3号 3208棟811号  
 ㉔ 出 願 人 株式会社荏原製作所 東京都大田区羽田旭町11番1号  
 ㉕ 代 理 人 弁理士 井 上 昭 外1名  
 ㉖ 審 査 官 佐 野 遵  
 ㉗ 参 考 文 献 特開 昭57-41501 (JP, A) 特開 昭57-124608 (JP, A)  
 特開 昭49-95470 (JP, A) 特公 昭51-46988 (JP, B2)

1

2

## ㉘ 特許請求の範囲

1 a 主流動床と分散手段とを含む流動床主燃焼室と、  
 b 熱回収床と散気手段とを備えた熱回収室と、  
 c 前記主流動床と前記熱回収床とがその上部及び下部において連通するように、前記主流動床と熱回収床とを分離する傾斜仕切壁と、  
 d 前記熱回収床内に設けられた受熱流体を通した伝熱面と、  
 を備えた流動床ボイラの制御方法において、  
 前記傾斜仕切壁に沿って流動媒体の上昇流が形成されるとともに傾斜仕切壁から離れた位置で流動媒体の下降流が形成されて流動媒体の旋回流動床が形成されるように、かつ、前記旋回流動床の流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて前記熱回収室に到達するように、前記傾斜仕切壁から離れた領域の下方よりも傾斜仕切壁の下方においてより大きい質量速度で流動化用ガスを供給し、

回収される熱量を制御するために前記散気手段

から前記熱回収床に供給されるガス流量を調整し、そして

燃料供給量を制御する、

ことを特徴とする流動床ボイラの制御方法。

2 分散手段が流動床主燃焼室の底部に設けられている特許請求の範囲第1項記載の流動床ボイラの制御方法。

3 熱回収室が、前記傾斜仕切壁と炉壁との間、或いは2つの傾斜仕切壁の背面側の間に形成さされている特許請求の範囲第1項又は第2項記載の流動床ボイラの制御方法。

4 熱回収室の散気装置が熱回収室の下方部分の傾斜仕切壁の背面に沿って設けられている特許請求の範囲第1項乃至第3項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

5 傾斜仕切壁が水平に対して10~60度だけ傾斜している特許請求の範囲第1項乃至第4項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

6 傾斜仕切壁が水平に対して25~45度だけ傾斜している特許請求の範囲第1項乃至第5項の何れ

か1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

7 傾斜仕切壁の水平方向の投影長さが、炉底部の水平長さの $1/6 \sim 1/2$ となるように配置されている特許請求の範囲第1項乃至第6項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

8 傾斜仕切壁の水平方向の投影長さが、炉底部の水平長さの $1/4 \sim 1/2$ となるように配置されている特許請求の範囲第1項乃至第7項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

9 前記熱回収室の底部において前記散気手段から噴出される空気の質量速度は $0 \sim 3\text{Gmf}$ 、好ましくは $0 \sim 2\text{Gmf}$ であり、前記傾斜仕切壁の下の分散手段から噴出される流動化用空気の質量速度は $4 \sim 20\text{Gmf}$ 、好ましくは $6 \sim 12\text{Gmf}$ であることを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第8項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

10 前記主流動床における温度調節は、主流動床における温度又は流動床ボイラで発生する蒸気圧に基づいて、燃料の供給量を制御することによって、行われることを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第9項のいずれか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

11 前記主流動床の温度は、主流動床への燃料の供給量を調整することによって、及び／又は、前記散気手段への空気の供給量を調整することによって、一定範囲に制御することを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第10項のいずれか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

12 前記調整は、温度検出器94によって検出された流動床温度に基づいて行うことを特徴とする特許請求の範囲第11項記載の流動床ボイラの制御方法。

13 前記主流動床に供給される燃料の量は、利用者側の負荷変動によって必要とされる蒸気量が増減する場合などには、圧力信号によって制御することを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第12項のいずれか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

14 a 主流動床と、異なった量の流動化用ガスを供給するようになっていた分散手段54, 40

55, 56を含む流動床主燃焼室と、

b 熱回収床と散気手段とを備えた熱回収室と、

c 前記主流動床と前記熱回収床とを分離し、前記主流動床と熱回収床とをその上端及び下端に

おいて連通させる傾斜仕切壁58と、

d 前記熱回収床に設けられ、受熱流体を通した伝熱面手段65と、

e 前記熱回収室の下部には、散気手段が配設されていると共に、熱回収室底部には、流動媒体が熱回収室から前記流動床主燃焼室に向かつて下方に移動するように開口部が設けられており、

f 前記傾斜仕切壁の下方の前記分散手段は、前記分散手段の他の部分の質量速度よりも大きい質量速度を与え、

g 前記傾斜仕切壁は、その水平方向投影長さが当該炉底部水平長さの $1/6 \sim 1/2$ の長さに形成され、

15 ていることを特徴とする流動床ボイラ。

15 前記分散手段は、流動床主燃焼室の底部に設けられていることを特徴とする特許請求の範囲第14項記載の流動床ボイラ。

16 前記熱回収室は、前記傾斜仕切壁と流動床主燃焼室の側壁の間、又は、二つの傾斜仕切壁の背面側の間に形成されていることを特徴とする特許請求の範囲第14項又は第15項記載の流動床ボイラ。

17 前記散気手段は、前記熱回収室の下部で前記傾斜仕切壁の背面側に設けられていることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第16項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

18 前記傾斜仕切壁は、水平に対して $10^\circ \sim 60^\circ$ 傾斜していることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第17項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

19 前記傾斜仕切壁は、水平に対して $25^\circ \sim 45^\circ$ 傾斜していることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第18項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

20 前記傾斜仕切壁は、水平方向投影長さが前記炉底部の水平方向長さの $1/4 \sim 1/2$ であることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第19項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

#### 技術分野

この発明は、石炭、無煙炭、選炭スラッジ、オイルコークス、パーク、バガス、産業廃棄物、都市ごみその他の燃焼物を、いわゆる旋回流型流動床により燃焼すると同時に流動層から熱を回収す

るための装置、ならびに回収熱量の制御、および流動床主燃焼室温度を一定に保つための熱回収室散気風量および燃料供給量を制御する方法に関する。

#### 背景技術

従来、旋回流型流動床式燃焼炉としては特公昭51-46988号公報及び特公昭62-5242号公報記載のものが知られている。

これらの従来の旋回流型流動床式燃焼炉の一例を第1図に基いて説明する。

燃焼炉1の炉内底部には流動媒体流動化用の空気分散板2が備えられている。該空気分散板2は、給塵装置3が設けられている壁側が高くなるよう傾斜しており、燃焼物供給装置が設けられているのと反対側下部には不燃物排出口4が接続されている。

ブロワ8から送られた流動化用空気は、空気室5, 6, 7を経て空気分散板2から上方に噴出せしめて流動媒体を流動化させる。

各空気室から噴出せしめる流動化用空気の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、空気室7から噴出する質量速度が最も大きく、空気室5から噴出する質量速度が最も小さくなるように選ばれる。

例えば空気室7より噴出する流動化用空気の質量速度は4~20Gmf、好ましくは6~12Gmf、空気室6から噴出する流動化用空気の質量速度は3~10Gmf、好ましくは4~6Gmf、空気室5から噴出する流動化用空気の質量速度は1~4Gmf、好ましくは1~2.5Gmfの範囲内の速度から選ばれる。

1Gmfは流動化開始質量速度である。

この値を境として流動媒体は、固定層と呼ばれる静的状態から、流動層と呼ばれる動的状態に変化する。

空気室の数は第1図に示されている例では3室示されているが、これは2室でも或いは4室以上でも任意の数が選ばれ、流動化用空気の質量速度は、不燃物排出口4に近いものを大に、遠いものを小になるようにする。

不燃物排出口4に近い方の空気室7から6の直上に、流動化用空気の上向き流路をさえぎり、流動化用空気を燃焼物供給装置3の方向に転向せしめる反射壁としての傾斜壁9が設けられている。

傾斜壁9の上側は、傾斜壁9と反対の傾斜を有する傾斜面10が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになっている。

空気分散板2の傾斜は燃焼物に不燃物が含まれる場合には5~15度程度が好ましいが、空気室から噴出せしめる空気量を調節することにより流動媒体を旋回流動せしめうるので、特に不燃物が少ない場合等には傾斜はなく水平にしてもよい。

傾斜壁9の表面は、平面、凸面、凹面の何れでもよい。炉内天井部11には、燃焼排ガス排出部12、焼却設備の運転に伴ない発生する液状廃棄物供給管13、冷却水供給管14等が設けられている。

燃焼炉1の作用について説明すると、ブロワ8により流動用空気を送り込み、前に説明したように空気室7, 6, 5の順に質量速度の大なる流動化用空気を噴出せしめる。

通常の流動層においては、流動媒体は沸とうしている水の如く激しく上下に運動して流動状態を形成しているが、空気室5の燃焼物供給装置3を設けた壁側に近い部分の流動媒体は激しい上下動は伴わず弱い流動状態にある移動層15を形成する。この移動層の幅は上方は狭いが裾の方は、各空気室から噴出される空気の質量速度の差によって広がっており、裾の方は空気室6或いは7の上方に達しているので大きな質量速度の空気の噴射を受け、吹き上げられ、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室5上部の移動層15は自重降下する。そして、この層の上方には後述の如く旋回流16を伴う流動層からの流動媒体が補給され、これを繰り返して全体として旋回流動層が形成される。

空気室6から7の上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜壁9に当たり反射転向して燃焼物供給装置を設けた壁側に向つて上昇旋回し、前述の移動層15の頂部に移動した後、徐々に降下し、裾に至つて再び吹き上げられて循環する。

このような状態の燃焼炉1内に燃焼物供給装置3から下降移動層15の頂部付近に投入された燃焼物は、下降移動層に巻き込まれて下方に移動する。

従つて、従来の流動層における如く、発熱量が高く、軽い紙等が流動層上で燃焼して流動媒体の

加熱に大きく貢献することなく燃焼するようなことを防ぎ、確実に下降移動層 1 5 及び旋回流層 1 6 中で燃焼を行なわせるので流動媒体の加熱を効果的に行なうことができる。

燃焼物と共に供給された不燃物は、先ず下降移動層 1 5 中を下降すると共に横方向に移動するが、この間不燃物に付着したり、一体に組み込まれている可燃物（例えば電線の被覆など）は燃焼してしまう。裾に達した不燃物は流動媒体の横移動と空気分散板 2 の傾斜によつて不燃物排出口 4 に達し、垂直路 1 7、不燃物排出コンベヤ 1 8 により排出され振動篩 1 9 で流動媒体を篩分けた後排出される。

篩分けられた流動媒体或いは新らしい流動媒体はエレベータ等の搬送手段 2 0 により燃焼炉 1 に供給される。

つぎに従来の旋回流型流動床式燃焼炉の他の例を第 2 図に基いて説明する。

第 2 図に示す如く、燃焼炉の炉内底部に流動化用空気の分散板 2 2 が備えられている。空気分散板 2 2 は両側縁部が中央部より低く、炉の中心線 4 2 に対してほぼ対称な山形断面状（屋根状）に形成されており、両側縁部には不燃物排出口 2 4 が接続されている。

ブロウ 2 8 から送られた流動化用空気は、空気室 2 5、2 6、2 7 を経て空気分散板 2 2 から上方に噴出せしめられる。両側縁部の空気室 2 5、2 7 から噴出する流動化用空気の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、中央部の空気室 2 6 から噴出する流動化用空気の質量速度は前者よりも小である。

例えば空気室 2 5、2 7 より噴出する流動化用空気の質量速度は 4～20Gmf、好ましくは 6～12Gmf の範囲内で選ばれるのに対し、空気室 2 6 より噴出する流動化用空気の質量速度は 0.5～3Gmf、好ましくは 1～2.5Gmf の範囲内で選ばれる。

空気室の数は 3 室以上任意の数が選ばれる。この場合、流動化用空気の質量速度は、中心に近いものを小に、両側縁部に近いものを大になるようにする。

両側縁部の空気室 2 5、2 7 の直上に流動化用空気の上向き流路をさえぎり、流動化用空気を炉内中央に向けて反射転向せしめる反射壁として傾

斜壁 2 9 が設けられている。

傾斜壁 2 9 の上側は、傾斜壁 2 9 と反対の傾斜を有する傾斜面 3 0 が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになっている。

空気分散板 2 2 の傾斜は燃焼物が不燃物を含む場合には 5～15 度程度とするのが好ましい。

また、不燃物を含まない場合には傾斜させなくてもよい。

傾斜壁 2 9 の表面は、平面、凸面、凹面何れでもよい。

炉内天井部 3 1 には、燃焼物供給装置 2 3 の出口 3 3 に連なる燃焼物投入口 3 4 が中央部の空気室 2 6 に対応するよう設けられており、また燃焼排ガス排出部 3 2 も設けられている。

傾斜壁 2 9 を、金属パイプによる壁面体とし、パイプ内に流動化用空気を通して予熱を行なつてもよい。

燃焼炉の作用につき説明すれば、ブロウ 2 8 により、流動化用空気を送り込み、空気室 2 5、2 7 からは大きな質量速度で、空気室 2 6 からは小さな質量速度で空気を噴出させる。

通常の流動層においては、流動媒体は沸とうしている水の如く激しく上下に運動して流動状態を形成しているが、空気室 2 6 の上方の流動媒体は激しい上下動は伴わず、弱い流動状態にある移動層を形成する。この移動層の幅は上方は狭いが、裾の方は左右の流動層部へ向かつて広がっており、裾の一部は両側縁部の空気室 2 5、2 7 の上方に達しているため、この部分で大きな質量速度の空気の噴射を受けて吹き上げられる。そして、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室 2 6 の直上の層は自重で下降する。この層の上方には後述の如く旋回流 3 6 を伴う流動層からの流動媒体が補給される。これを繰り返して、空気室 2 6 の上方の流動媒体は、或る領域の部分がほぼひとまとめとなり、徐々に下降拡散する下降移動層 3 5 を形成する。

空気室 2 5、2 7 上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜壁 2 9 に当たり反射転向して炉の中央に向きながら上昇旋回し、炉内断面の急増に伴い上昇速度を失い、前述の下降移動層 3 5 の頂部に移動し、徐々に下降し、裾に至つて再び吹き上げられて循環する。一部の流動媒体は旋回流 3 6 として流動層の中で旋回循環する。

このような状態の燃焼炉内に、燃焼物投入口 3 4 から投入された燃焼物は下降移動層 3 5 の頂部に降下する。頂部付近においては流動媒体の流れは外側から中心に向かって集中する方向に流れるので、燃焼物はこの流れに巻き込まれて下降移動層 3 5 の頂部にもぐり込まれる。従って、紙の如き軽いものでも確実に下降移動層 3 5 の中に取り込まれるので従来の流動層における如く、紙が砂上で燃焼して流動媒体の加熱に大きく貢献することなく燃焼するようなことを防ぎ、確実に下降移動層 3 5 及び旋回流動層 3 6 の中で燃焼して流動媒体の加熱を効果的に行なうことができる。

下降移動層 3 5 の中では部分的に熱分解が行なわれ可燃ガスが発生する。本例においては発生した可燃ガスは流動媒体の沈降・拡散に伴って水平方向に拡散し、流動層内部にて燃焼するので、その熱は流動媒体の加熱に有効に役立つ。

下降移動層 3 5 の表面にびん、金属塊などの如き重くかつ大きな物体が供給されたとしても、これらの物体は瞬時に空気室 2 6 の上まで落下することなく、下降移動層 3 5 に支えられて、流動媒体に流れと共に不燃物排出口 2 4 に向って徐々に下降する。

そのため、可燃物はかなりの大きさのもので、下降移動層 3 5 の中で徐々に下降しているうちに乾燥、ガス化、燃焼が行なわれ、裾に達するときには大半が燃焼して細片化しているので、流動層の形成を阻害することがない。

従って、燃焼物は予め破砕機で破砕をしなくとも、燃焼物供給装置 2 3 で破袋する程度で差支えなく、破砕機や破砕工程を省略しコンパクトな装置とすることができる。

また、下降移動層 3 5 に投入された燃焼物は速やかに流動媒体中に拡散するので燃焼効率が増大する。

燃焼物供給装置 2 3 を通過して供給された中寸法の不燃物は、先ず下降移動層 3 5 の中を下降横移動するが、この際不燃物に付着したり、一体に組まれている可燃物（例えば電線の被覆など）は燃焼してしまう。裾に達した不燃物は流動媒体の横移動と空気分散板 2 2 の傾斜によつて不燃物排出口 2 4 に達し、垂直路 3 7 に排出される。

ついでコンベヤ 3 8 によつて図示されていないが振動篩に選ばれ、流動媒体が分離される。

前記第 1 図及び第 2 図に示す旋回流型流動床式燃焼炉においては、流動媒体は通常径 1 mm 程度の粒状固体であり、ごみ等の焼却の場合には媒体温度 600~800℃、排ガスの温度 750~950℃の温度で運転される。

そして、排ガスはガス冷却室や空気予熱器で約 300℃まで冷却し、除塵した後煙突から放出されるか、或いは燃焼排ガス排出口の後流側に設けられた廃熱ボイラ、又はフリーボード部 2 1, 4 1 に挿入された U 型チューブの温水発生器等で熱を回収した後、更に熱を回収し又は冷却しそして除塵して煙突から放出されている。

また、燃焼物の発熱量が大きい場合には流動媒体が所定の温度以上に、例えば 800℃以上に加熱される場合、燃焼物にアルカリ金属化合物等が含まれていると流動媒体が焼結して運転不能となるおそれがあるため、流動媒体に水を散布して流動媒体の温度を所定の温度に下げることが行なわれている。

そこで、このような場合、流動媒体中に伝熱管を挿入することにより流動媒体の保有する熱量を回収することも考えられるが、流動層中に多数の伝熱管を挿入すると、不燃物等により流動が妨げられることとなる外、流動媒体による伝熱管の摩耗、或いは層内の熱回収が不要の場合にも、伝熱管の保護のために熱回収せざるを得ないので、融通がきかず實際上各種の問題があつた。

一方従来の、流動床ボイラには、伝熱部の配置と、流動層より飛び出した細かい未燃分の燃焼を考慮することの違いにより、次の 2 通りの型がある。

(1) 非循環流動床ボイラ（従来形流動床ボイラ又はバブリング式ボイラともいう）

(2) 循環流動床ボイラ

非循環式は流動層中に伝熱管を配し、高温で燃焼中の燃料並びに流動媒体の物理的接触により高い伝熱効率による効率の良い熱交換を行うのに対し、循環型は細かい未燃分やアツシュあるいは流動媒体の一部（循環ソリッド）を燃焼ガスの流れに乗せて、コンバスタとは独立して配置されている熱交換部に導き、未燃分の燃焼を継続させると共に、熱交換の終わった循環ソリッドをガスの一部と共にコンバスタに戻す方式で、燃焼ガスの一部並びに循環ソリッドが循環するのでこの名称が

つけられている。

### (3) 内部循環型流動床ボイラ

内部循環型流動床ボイラにおいて、炉壁部から突出せしめた流動媒体の循環を助けるそらせ構造体と炉壁間に非流動化熱回収室を設けた流動層燃焼装置が英国特許第1604314号明細書に開示されている。しかしながら該明細書に記載された流動層燃焼装置における熱回収室から流動層燃焼室への流動媒体の移送は、熱回収室下部の燃料供給室から供給される燃料と混合して或いは単独に熱回収室下部の供給スクリュウの作動により行われるものである。

流動床ボイラでは、その燃焼方式の特性上極めて巾の広い性質の燃料を燃焼させることができるが、一方では短所も指摘されはじめている。パブリックタイプの短所としては負荷特性、燃料供給系統の複雑さ、脱硫のための多量の石灰石が必要であること、層内伝熱管の摩耗等が指摘され、それら固有の問題点を解決するものとして循環型が注目されているが、燃焼炉、サイクロンを含む循環系の温度を適正な値に保つには、今後さらに技術開発要素が残されており、またスケールアップや冷缶起動時間にも問題があるとされている。

### 発明の開示

本発明者らは、上記問題点を解決すべく種々検討していたところ、前記旋回流型流動床式燃焼炉において、傾斜壁の代りに空気分散板端部上方で、且つ炉壁の内側に傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁背面と炉壁との間、あるいは2つの傾斜仕切壁背面間（第14図参照）に、その上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめた熱回収室を設け、かつ熱回収室に加熱媒体を通じた伝熱管を挿入すると共に熱回収室下部で傾斜仕切壁の背面に沿って熱回収室散気装置を設けて、前記仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込んだ加熱された流動媒体を、前記散気装置から導入される散気風量を0~3Gmf好ましくは0~2Gmfの範囲内で制御し、該加熱された流動媒体の固定層ないしは沈降する移動層を形成せしめ、該加熱された流動媒体の熱を前記伝熱管中を流れる加熱媒体により回収することにより、伝熱管の摩耗が少ない流動化域にて、流動床主燃焼室内の熱を有効に回収しつつ、かつ流動床主燃焼室の温度を容易にコントロールしうるこ

とを見出だした。

そして、本発明者等は、上記傾斜仕切壁により熱回収室を設けた旋回流型流動床式燃焼炉、およびその熱回収ならびに燃料供給量の制御方法について更に研究を重ねた結果、前記傾斜仕切壁を水平に対し10度ないし60度、好ましくは25度ないし45度に傾斜させると共に、傾斜仕切壁の炉底への水平方向投影長さを当該炉底部水平長さの1/6ないし1/2の長さ、好ましくは1/4ないし1/2の長さに形成することにより流動床主燃焼室における加熱された流動媒体の良好な旋回流型流動床を形成しうると共に加熱された流動媒体の熱回収室への必要流入量を十分に行ないうることを、ならびに熱回収室からの熱回収量を前記伝熱管に通された加熱媒体の熱量、例えば蒸気の流量、圧力、温度または温水等の温度等を、回収熱利用者側からの要求例えば蒸気圧力・蒸気温度の変化に応じて熱回収室散気装置から噴出せしめる空気量を制御することによって制御すると共に、回収熱利用者側からの要求または流動床主燃焼室の温度に基いて該燃焼室への燃料供給量を制御することにより熱回収室の沈降循環量を制御し回収熱利用者側の要求に十分に応じられるばかりでなく、流動床主燃焼室内の温度変化巾を、小さな範囲内に押える運転が可能であることを見だし、本発明をなすに至った。

即ち、本発明は、

- (1) 炉底部には、上方に向けて少なくとも一側が他側より大きい質量速度で流動化用空気を噴出させる空気分散板を備えると共に、質量速度の大きい空気噴出部上方に該部分から噴出する流動化用空気の上向流をさえぎり、且つ該流動化用空気を質量速度の小さい空気噴出部上方に向けて反射転向せしめる傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁と炉壁との間、あるいは2つの傾斜仕切壁間に熱回収室を形成せしめ、熱回収室内には受熱流体を通じた伝熱面を配備すると共に、熱回収室内の下部で傾斜仕切壁の背面側には熱回収室散気装置を設け、該熱回収室はその上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめられた内部循環型流動床ボイラであつて、前記傾斜仕切壁は水平に対し10度ないし60度に傾斜させ、その水平方向投影長さを当該炉底部水平長さの1/6ないし

1/2の長さに形成し、前記空気分散板からの噴出空気量を制御して質量速度の小さい空気噴出部上方には流動媒体が沈降拡散する移動層を形成し、質量速度の大きい空気噴出部上方においては流動媒体が活発に流動化し前記移動層上部に向つて旋回せしめることにより旋回流動床を形成せしめると共に、流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込むようにし、前記熱回収室散気装置から噴出する散気風量を制御して熱回収室内の流動媒体を移動層の状態に沈降循環させるようにしたことを特徴とする内部循環型流動床ボイラ。

ならびに

- (2) 炉底部には、上方に向けて少なくとも一側が他側より大きい質量速度で流動化用空気を噴出させる空気分散板を備え、質量速度の大きい空気噴出部上方に該部分から噴出する流動化用空気の上向流をさえぎり、且つ該流動化用空気を質量速度の小さい空気噴出部上方に向けて反射転向せしめる傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁と炉壁との間、ならびに2つの傾斜仕切壁背面間に熱回収室を形成せしめ、熱回収室内には受熱流体を通じた伝熱面を配備すると共に、熱回収室内の下部で傾斜仕切壁の背面側に熱回収室散気装置を設け、該熱回収室はその上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめられた内部循環型流動床ボイラであつて、前記空気分散板からの噴出空気量を制御して質量速度の小さい空気噴出部上方には流動媒体が沈降拡散する移動層を形成し、質量速度の大きい空気噴出部上方においては流動媒体が活発に流動化し前記移動層上部に向つて旋回せしめることにより旋回流動床を形成せしめると共に、流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込むようにし、前記熱回収室散気装置から散気空気を噴出せしめて熱回収室内の流動媒体を移動層の状態に沈降循環させるようにするとともに、熱回収室からの回収熱量を、発生蒸気・温水等の回収熱の利用側からの要求に応じて熱回収室散気装置から噴出するガス量を制御することによつて制御し、かつ、流動床主燃焼室の温度に基いて該燃焼室への燃料供給量を制御することを特徴とする内部循環型流動床ボイラの制

御方法。

#### 図面の簡単な説明

第1図および第2図は従来の旋回流型流動床式燃焼炉を説明するための断面図、第3図は本発明の原理を説明する概念図、第4図は本発明の概略の構成を説明するための内部循環型流動床ボイラの断面図、第5図は流動床主燃焼室における傾斜仕切壁下部の流動空気量 (Gmf) と流動媒体循環量の関係を示す図、第6図は熱回収室散気風量 (Gmf) と熱回収室の下降移動層沈降速度の関係を示す図、第7図は、従来のバブリング式ボイラにおける流動化質量速度 (Gmf) と総括熱伝達係数の関係を示す図、第8図は本発明による内部循環型流動床ボイラにおける熱回収室散気風量 (Gmf) と総括熱伝達係数の関係を示す図、第9図は流動化質量速度と伝熱管の摩耗速度、の関係を示す図、第10図、第11図は蒸気流量がステップ変化した場合、これに応じて熱回収室散気風量を制御しない場合とした場合における燃料供給量、蒸気圧力、流動床温度の経時変化を示す図、第12図は蒸気流量をランプ変化した場合の同様の経時変化を示す図、第13図、第14図は本発明の他の実施例を説明するための内部循環型流動床ボイラの断面図、第15図は本発明の他の実施例を説明するための、特に小型ボイラ向けの内部循環型流動床ボイラの側面断面図、第16図は第15図の実施例において、矢印A-Aで切った平面断面図であり、特に丸型のパッケージボイラに適用した場合の内部循環型流動床ボイラの平面断面図を示す図、第17図～第19図は、炉底部水平長さLと傾斜仕切壁の水平方向投影長さ $\ell$ の関係による流動床主燃焼室の流動パターンを示した図である。

以下、図面に基いて本発明を詳しく説明する。

第3図において、炉51内底部にはブロワ57により流動化用空気導入管53から導入される流動化用空気分散板52が備えられ、この分散板52は両側縁部が中央部より低く、炉51の中心線に対してほぼ対称的な山形断面状（屋根状）に形成されている。そして、ブロワ57から送られる流動化用空気は、空気室54、55、56を経て空気分散板52から上方に噴出せしめられるようになっており、両側縁部の空気室54、56から噴出する流動化空気の質量速度は、炉51内の流

動媒体の流動層を形成するのに十分な速度とするが、中央部の空気室 5 5 から噴出する流動化用空気の質量速度は従来例の説明において説明したのと同様に前者よりも小さく選ばれている。

両側縁部の空気室 5 4, 5 6 の上部には、流動化用空気の上向き流路をさえぎり、空気室 5 4, 5 6 から噴出される流動化用空気を炉 5 1 内中央に向けて反射転向させる反射壁として、傾斜仕切壁 5 8 が設けられ、この傾斜仕切壁 5 8 と噴出する流動化用空気の質量速度の差により図面中矢印で示す方向の旋回流が生ずる。一方この傾斜仕切壁 5 8 の背面と炉壁間に熱回収室 5 9 が形成され、運転中に流動媒体の一部が傾斜仕切壁 5 8 の上部を越えて熱回収室 5 9 に入り込むように構成されている。

本発明においては、この傾斜仕切壁の傾斜部分は、水平に対して10度ないし60度、好ましくは25度ないし45度傾斜させて設けると共に、その炉底に対する水平方向投影長さ  $\ell$  を当該炉底部水平長さ  $L$  の  $1/6$  ないし  $1/2$  の長さ、好ましくは  $1/4$  ないし  $1/2$  の長さに形成される。

この傾斜仕切の水平に対する角度及び水平方向投影長さは何れも流動床主燃焼室における流動媒体の流動状態ならびに熱回収室に入り込む粒子の量に影響を与える。なお、 $L$  と  $\ell$  の意義、及び流動媒体の流れの様子のみを記載した図面を第 1 7 図に示す。

一方傾斜部分の角度が水平に対し10度より小さくてもあるいは60度より大きくても良好な旋回流が形成されず燃料の燃焼状態が悪くなる。この角度は25度ないし45度が好ましく、特に約35度の角度で設置するのが好ましい。

また傾斜仕切壁の炉底に対する水平方向投影長さ  $\ell$  が当該炉底部の長さ  $L$  の  $1/2$  より大きい場合第 1 8 図に示すように傾斜仕切壁により反射転向させられた流動媒体の炉中心部への落下量が少なく、炉中心部の移動層の形成状態が悪くなり、炉中心部に投下される燃料の沈降・拡散状態が悪くなる。

一方、第 1 9 図に示すように、傾斜仕切壁の炉底に対する投影長さ  $\ell$  が炉底部水平長さ  $L$  の  $1/6$  より小さい場合も燃焼室における流動媒体の旋回流の形成、特に炉中心部における移動層の形成状態が悪化し、前と同様燃料の呑み込み拡散効果が

悪くなるとともに熱回収室への流動媒体の反転流も不十分となる。

つぎに、熱回収室 5 9 の下部で、傾斜仕切壁 5 8 の背面側にはブロワ 6 0 から導入管 6 1 を経て空気等のガスを導入する熱回収室散気装置 6 2 が設けられ、熱回収室 5 9 の該散気装置 6 2 を設置した近傍には開口部 6 3 が設けられ、熱回収室 5 9 に入り込んだ流動媒体は、運転状態によつて連続的又は断続的に移動層を形成しつつ沈降し、開口部 6 3 から燃焼部へ循環する。

第 4 図は第 3 図の原理に基づいた実施例を示すものである。

熱回収室における流動媒体の沈降循環量は熱回収室散気風量、燃焼部の流動化用空気風量によつて制御される。すなわち、流動媒体が熱回収室 5 9 に入り込む量  $G_1$  は第 5 図に示すように燃焼部を流動させるために空気分散板 5 2 から噴出する流動化用空気、特に端部の空気室 5 4, 5 6 から噴出する流動化用空気の量を増やすと、増加する。また、第 6 図に示すように熱回収室散気風量を 0 ~ 1Gmf の範囲で変化させると、熱回収室内を沈降する流動媒体量は、ほぼ比例して変化し、熱回収室散気風量が 1Gmf 以上の場合にはほぼ一定となる。この一定となる流動媒体量は熱回収室に入り込む流動媒体量  $G_1$  にほぼ等しく熱回収室内を沈降する流動媒体量は  $G_1$  に応じた量となる。この両風量を調節することにより熱回収室 5 9 内を沈降する流動媒体の沈降量は制御される。

0 ~ 1Gmf の固定層の範囲において流動媒体が沈降するのは、熱回収室と流動床主燃焼室との流動媒体の重量差（流動層高差）によるものであり、1Gmf 以上では流動媒体層高は移動層部が若干高いか、ほぼ同一となる。そして、この循環流を補佐するものが傾斜仕切壁による十分な流動媒体量の熱回収室への反転流である。

ここで、流動層高と流動媒体循環量（該反転流）の関係について詳しく説明する。

流動層表面が傾斜仕切壁上端より低い位置にある場合傾斜仕切壁に沿つて下より上昇する空気流は傾斜仕切壁によつて方向性を与えられ、傾斜仕切壁に沿つて流動層より噴出し、それに伴ない流動媒体も方向性を与えられて噴出する。噴出した空気流は流動層内と異なり流路内に充填されていた流動媒体が無くなり流路断面が急激に広がると



ころから噴流も攪散し数  $m$ /秒以下の流速のゆるやかな流れとなつて上方に排気され、従つて同伴されていた流動媒体は、その流速によつて運ばれるには粒径が  $1\text{mm}$  前後と大きいため、重力や排ガスとの摩擦により運動エネルギーを失ない落下する。

ところで、流動層表面が、傾斜仕切壁の上端より上にある場合には、仕切壁によつて寄せ集められた流動化空気の一部は旋回流型流動床炉同様に方向性を持つて反射仕切壁に沿つて吹き出すが、もう一部は気泡の破裂による突沸現象により火花のように反射仕切壁上端よりほぼ直上に沸出し全周囲に落下する。そのため流動媒体の一部は、傾斜仕切壁の背面、即ち熱回収室へ大量にはいりこむことになる。

即ち、反射仕切壁の上端より上にある程傾斜仕切壁による噴出流動媒体の方向性は真上方向に近くなる。そのため反射仕切壁の上端を少し越えた程度の場合が流動媒体の熱回収室へはいり込む量が大きくなる。

第5図に、流動床主燃焼室における傾斜仕切壁下部の流動空気量と熱回収室に循環される流動媒体循環量との関係を示す。

例えば  $L_1$  の状態で運転していて、流動媒体の摩耗により飛散して流動層高が下がると、流動媒体循環量は一気に、例えば  $1/10$  以下に少なくなり、必要な熱回収が行なえないという状態に陥る。そこで重要になつてくるのが該流動空気量であり、 $4\text{Gmf}$  以上好ましくは  $6\text{Gmf}$  以上であれば流動層高が変化しても、 $G_1/G_0$  は  $1$  以上となり必要十分量の流動媒体循環量が得られるわけである。

また、熱回収室底部の散気装置から噴出される空気の質量速度が  $0 \sim 3\text{Gmf}$ 、好ましくは  $0 \sim 2\text{Gmf}$  とし、傾斜仕切壁下方の空気分散板から噴出する流動化用空気の質量速度が  $4 \sim 20\text{Gmf}$ 、好ましくは  $6 \sim 12\text{Gmf}$  とすることにより、つまり、燃焼室側を熱回収室側より常に大きな値とすることにより、流動媒体の熱回収室から流動床主燃焼室への戻り量を十分に確保することができ

る。また、熱回収室の移動層について補足すると、学術的な表現では  $0 \sim 1\text{Gmf}$  が固定層であり、 $1\text{Gmf}$  以上を流動層というが、安定な流動層を形

成するためには最低  $2\text{Gmf}$  以上必要なことは一般に知られている。一方本発明による常時沈降移動している移動層 (moving bed) の場合には、 $1.5 \sim 2\text{Gmf}$  程度まではバブリングによる移動層の破壊を生じることなく、良好な沈降移動層を形成する。これは流動媒体粒子が振動するように沈降・移動しながら細かく動いているため、流動用空気が小さな気泡となつて層上部へ均一に流れるからであると考えられる。

熱回収室 59 内には内部に受熱流体例えば蒸気・水等を通じた伝熱管 65 が配置され、熱回収室を下方に移動する流動媒体と熱交換を行なうことにより流動媒体から熱を回収するようになっている。熱回収部での伝熱係数は熱回収室散気風量を  $0 \sim 2\text{Gmf}$  まで変化させると第8図に示すように大きく変化する。

ここで、熱回収室における移動層の形成による負荷応答特性等の特性を説明する。

一般的な総括熱伝達係数と流動化速度の関係を示す。流動化速度  $0 \sim 1\text{Gmf}$  の間での総括熱伝達係数の増加はわずかであり、 $1\text{Gmf}$  を越えた時点で急激に増加する。本現象を利用した流動床ボイラのターンダウン法として、Wing Panel Type が紹介されているが (DOE Report, 6021(2), 655~663(1985))、流動化速度の変化による熱伝達係数は insensitive (固定層) or too sensitive (流動層) と紹介されている。

なお、外国での特許明細書によると、本技術と同じように燃焼室と熱回収室とを区分したものがいくつか見られるが、仕切の構成は全て垂直であり、熱回収室の流動媒体は固定層と流動層への変化であり、熱回収量小の時は固定層、熱回収量大の時は流動層となつて下から上へ噴き上げる方法が主である。これは、垂直仕切りでは、傾斜仕切りのような反転流が生じにくいいため、燃焼室と熱回収室を共に流動状態 (水のような状態) にして両者の流動媒体を交流せざるを得ないことによる。

熱回収室移動層における総括熱伝達係数と熱回収室散気風量の関係を第8図に示す。第8図に示すようにほぼリニアに変化するため、熱回収量、流動層主燃焼室温度が任意に制御可能となる。しかもその制御は熱回収室散気風量の変化だけで容易に行なえる。

また、層内伝熱管の摩耗速度は流動化速度の3乗に比例すると言われており、その関係を図示したものが第9図である。すなわち、熱回収室の移動層に吹き込まれる散気風量を0~3Gmf、好ましくは0~2Gmfにすることにより、伝熱管の摩耗の問題も解消できる。

熱回収量を制御するためには、前述のように、流動媒体循環量を制御すると同時に熱伝達係数を制御する。すなわち、流動床主燃焼室の空気室54、56における流動化ガス量を一定とすれば、熱回収室の散気風量を増加させると、流動媒体循環量が増加すると同時に熱伝達係数が増加し、相乗効果として熱回収量は大幅に増加する。このことは、流動層中の流動媒体の温度の面から考えれば、流動媒体の温度が所定の温度以上に上昇するのを防ぐ効果にあたる。

熱回収室59に散気ガスを導入する手段としては種々の装置が考えられるが、一般的には熱回収室を有効に利用するため傾斜仕切壁の背面(熱回収室側)に傾斜させて設置される。

また散気装置において、散気空気を噴出する開口は、先端部に行く程(流動媒体層高が浅くなる程)小さくし、散気空気が先端部に多量に噴き出すことを防止する。

その開口の大きさは、散気風量2Gmfで散気装置62の全長にわたってほぼ均一な散気風量を出すように開口を決めるのが好ましい。すなわち、この時が、熱回収室の全ての伝熱面が最高の熱回収量を得ることができ、しかも伝熱面の摩耗も全ての伝熱面において、摩耗速度を小さくすることができるからである。

第4図において、66は炉51上部に設けられた燃焼物投入口、67は汽水ドラムで図示してないが熱回収室59内の伝熱管65と循環路を形成している。また、69は炉51底部の空気分散板52の両側縁部外側に接続された不燃物排出口で、70は逆ねじ方向に配設されたスクリー71を有するスクリーコンベアである。

なお燃焼物投入口は、ボイラ上部に限らず、石炭等の場合にはボイラ側壁からスプレッダ66'等により散布投入しても良い。

しかして、燃焼物投入口66又は66'より炉51内に投入された燃焼物Fは、流動化用空気により旋回流動している流動媒体と共に流動しなが

ら燃焼する。この時、空気室55の上方中央部付近の流動媒体は激しい上下動は伴わず、弱い流動状態にある下降移動層を形成している。この移動層の幅は、上方は狭いが裾の方は左右に拡散していき裾の一部は両側縁部の空気室54、56の上方に達しているため、この両空気室からの大きな質量速度の流動化用空気の噴射を受けて吹き上げられる。すると、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室55の直上の層は自重で下降する。この層の上方には、後述のように流動層からの流動媒体が補給されて堆積し、これを繰り返して空気室55の上方の流動媒体は徐々に連続的に下降する移動層を形成する。

空気室54、56上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜仕切壁58に当たって反射転向して炉51の中央に向かって旋回せしめられ、中央部の移動層の頂部に落下し、再び前述のように循環されると共に、流動媒体の一部は傾斜仕切壁58の上部を越えて熱回収室59内に入り込む。そして熱回収室59に堆積した流動媒体の沈降速度がおそい場合には、熱回収室の上部には安息角を形成し余剰の流動媒体は傾斜仕切壁上部から流動床主燃焼室に落下する。

熱回収室59内に入り込んだ流動媒体は、散気装置62から吹き込まれるガスによつて緩やかな流動が行われつつ徐々に下降する沈降循環層が形成され、伝熱管との熱交換が行われたのち、開口部63から流動床主燃焼室へ還流される。

この熱回収室59内で散気装置62から導入される散気空気の質量速度は0~3Gmf、好ましくは0~2Gmfの範囲内の値から選ばれる。

その理由は、第8図に示される如く2Gmf以下で熱伝達係数は最小から最大まで変化し且つ、第9図に示される如く摩耗速度が小さい範囲で制御できるからである。

また、熱回収室は炉51内の主燃焼領域外であり、還元性雰囲気のような強い腐食性領域ではないために、従来のものと比べて伝熱管65が腐食を受けにくく、また、前述のようにこの部分では流動速度も低いいため、伝熱管65の摩耗も極めて少ない。流動化用空気の質量速度0~2Gmfの範囲において、実際には流動媒体温度及び粒径にもよるが、例えば800℃において空気速度は0~0.4m/秒(空塔速度)と極めて低速度である。

燃焼物中に流動媒体より大きな径の不燃物がある場合には、燃焼残渣は一部の流動媒体と共に炉底部のスクリーコンベア 70 より排出される。

また、熱回収室 59 内の伝熱は、流動媒体と伝熱管 65 との直接接触による伝熱に加えて、流動媒体の移動により不規則に振動しながら上昇するガスを媒体とした伝熱がある。後者は、通常のガス-固体間の接触伝熱に対し、伝熱の妨げとなる固体表面の境界層がほとんど存在せず、また流動媒体同志が移動によつてよく攪拌されるために、静止媒体と異なり粉体の中での伝熱が無視できるようになり、極めて大きな伝熱特性を示す。したがつて、本発明の熱回収室においては、通常の燃焼ガスボイラに比較して10倍近い熱伝達係数をとることができる。

このように、流動媒体と伝熱面との伝熱現象は流動の強弱に大きく依存しており、散気装置 62 から導入するガス量の調節により流動媒体循環量も調節でき、且つ、移動層による熱回収室 59 を炉内において主燃焼室から独立させることで、コンパクトでかつターンダウン比が大きくて制御容易な流動層による熱回収装置とすることができる。

石炭や石油コークスのように燃焼速度の遅い燃焼物を燃料として用いたボイラーにおいては、蒸発量を急に变化させたくとも燃焼速度に見合った速度でしか変化できない場合が多く、バブリング式ボイラにおいては流動層温度を介して熱回収を行なうためにそれより更に劣る。

しかしながら、本発明においては熱回収室における伝熱量を、熱回収室散気量を変化させることにより、瞬時に数倍ないし数分の一に変化させることができる。従つて、燃焼物供給量変化による流動層への入熱量変化は燃焼速度に左右されるため、時間遅れを生じるけれども、本発明の熱回収室における流動媒体からの熱回収量は熱回収室散気量で急速に変化させることができ、入熱量と熱回収量の応答速度の差を流動媒体の温度の一時的な温度変化として、流動層を形成する流動媒体の顕熱蓄熱能により吸収できる。このため熱を無駄なく利用することができ、従来の石炭だきボイラーの類にはなかつた追従性の良い蒸発量制御が可能となる。

なお、前記の不燃物排出口 69 の位置は、例え

ば図示例のように熱回収室 59 の傾斜仕切壁 58 の下部の開口部 63 並びに炉 51 内の空気分散板の両側縁部に接するように位置せしめるのがよいが、これに限定されるものではない。

第4図においては、空気分散板 52 を山形としたが、空気室 54、56 から噴出する流動化空気量を4Gmf以上とすれば、傾斜仕切壁の作用により流動層主燃焼室に旋回流を形成することができるため、石炭のような不燃物含有量の少ない燃焼物を燃焼させる場合には空気分散板 52 は水平でも良い。また不燃物排出口は省略しても良い。

以上述べたように本発明の流動床ボイラの熱回収性能は極めて優れたものであるが、つぎに本発明のボイラの制御方法について説明する。

即ち、本発明においては、熱回収室からの熱回収量は回収熱の利用者側の要求に応じて熱回収室散気装置から噴出するガス量を制御することにより制御し、かつ、流動床主燃焼室の温度は該燃焼室の温度又は蒸気圧力に基いて燃料投入量を制御することにより行うものであるが、本発明のボイラは熱伝達係数が任意に調整でき、かつ熱回収量の変化は流動媒体の顕熱の変化として吸収しうるので利用者側の要求に直ちに応答できると共に安定した状態でボイラーを運転できる。

第4図に基いて説明すると、例えば伝熱管 65 から引き出される蒸気の温度が不足した場合には、蒸気引出し管 90 上の温度検出機 91 で検知された温度に基いて熱回収室散気装置への散気用空気調整用バルブ 93 の開度制御器 92 によりバルブ 93 を開の方向に制御し、散気用空気の吹込み量を大とすることにより熱回収量を増加し、蒸気の温度を利用側の要求する温度まで引上げる。

また、流動層の温度を温度検出器 94 により検知し、該温度に基いて流動床主燃焼室への燃料供給量及び／又は空気室 54、55、56 への空気供給量を制御することにより流動層主燃焼室の温度が一定範囲内でコントロールされる。

また、別の方法では、例えば使用者側の負荷変動で必要蒸気量が変化した場合、蒸気圧力が最も速く追従して変化するため、この圧力信号によつて流動床主燃焼室への燃料供給量を制御するという方法もとられる。

蒸気流量を70%から100%に+30%のステップ変化をした場合の応答特性を第10図及び第11

図に示す。

第10図は蒸気流量の+30%のステップ変化があつたにもかかわらず熱回収室散気装置からの風量を一定に保つた場合の試験結果を示し、第11図は蒸気流量の+30%のステップ変化に対応して熱回収室散気風量を制御した場合の試験結果を示すものであるが、両者の対比から本発明に従つて蒸気流量の変化に伴つて熱回収室散気風量を制御した(第11図)場合、第10図に示される従来法に比し流動層温度及び蒸気圧力は、短時間で設定値におさまリ、さらにその間の変動幅も小さいことがわかる。

なお、第11図に示される本発明によつて制御を行つた場合の変動幅は流動層温度が約±12℃、蒸気圧力が約±0.3kg/cm<sup>2</sup> (0.029MPa) 以下であつた。

つぎに蒸気流量-60%ランプ変化の場合、これに応じて本発明により熱回収室における散気風量を制御した場合の応答特性を第12図に示す。この場合も流動層温度はほとんど一定で、蒸気圧力の変動も小さいことがわかる。

つぎに第13図に基いて本発明の他の実施例を説明する。第13図に示す実施例は、第1図に示す1つの旋回流動層を有する炉に本発明を適用した場合の実施例を示すもので各符号は第3図において説明したのと同じ意味を有し、その作用は第3図において説明したのと同じである。

第14図は大型のボイラが必要となつた時の実施例を示す。第14図に示す実施例は第4図に示す内部循環型流動床ボイラを2つ合わせた形で構成したものである。

第4図第14図に示す如く天井に設けられた投入口から燃料を投入することで無理なく運転できるが、石炭等数十ミリメートル程度以下の固体燃料を燃焼せしめる場合には、天井部から投入せずに、燃焼部側壁の流動層表面よりは高いが低目の位置から回転羽根によりはね飛ばす形式等スプレッドにより燃焼部に投入する方法が好ましい。

従つて、石炭等固体燃料専焼炉として用いる場合には、天井投入口は設けずに上述のスプレッドのみとしてもよく、また粗大物を含む燃焼物は天井の投入口から投入し、固体燃料は上述のスプレッドから供給して混焼したりすることも出来る。

以上説明してきた内部循環型流動床ボイラは主

とした中～大型のボイラに適用されるのが好ましく、小型のパッケージボイラの場合はよりコンパクト化することが要求されるのでその実施例を第15図に示す。すなわち、第15図に示す実施例では、第4図に示す層内伝熱管65をほぼ垂直に配置するとともに、熱回収室上部に設けられた排ガス対流伝熱部に延長し、これら伝熱管群を上部水室91と下部水室92を連結するように兼用一体化構成したものである。

このように、流動床主燃焼室上部のフリーボード部及び熱回収室の周囲にほぼ垂直な蒸発管を複数配置することにより、ボイラ本体の強度部材として使用できるのみならず、層内伝熱管を含めた伝熱管内流体は自然循環とすることができ、強制循環ポンプや配管等の附属機器が不要となる。

そして、流動床ボイラと排ガスボイラが一体構造となるため小型で安価な内部循環型流動床ボイラが可能となる。

本構成・機能を更に詳しく述べると、流動床主燃焼室で燃焼後生成した排ガスは燃焼室上部フリーボードを上昇した後、周囲に形成された伝熱管群へ上部から入り伝熱管に対してほぼ直交流の流れでもつて下部方向へ熱交換されながら下降していく。この時バツフルプレート93による慣性一重力集塵により捕集された未燃灰の一部を熱回収室の移動層部へ落下させることにより、熱回収室移動層における未燃灰滞留時間が長いため未燃灰が完全に燃焼し、燃焼効率が高くなる。

これは、未燃カーボンの燃焼時間が長い石炭の場合特に有効であるが、石炭以外で、未燃灰があまり飛散しない場合にはこの未燃灰リサイクルは特に必要としない。

また燃料投入口は例えば図示されるように上部投入方式とすると、二次燃焼用空気は燃料投入口周囲から流動床主燃焼室に向けて吹き込むのが良い。このようにすることにより二次空気のエアカーテン効果により、微粉炭等の細かな燃料粒子が燃焼排ガスに伴伴して飛散するのを防ぐとともに、フリーボード部で効果的な攪拌・混合作用を行うため、二次空気中の酸素と排ガス中の未燃燃料との接触が十分に行なえ燃焼効率の向上、低NO<sub>x</sub>、低CO等の効果も得られる。

第16図は第15図の矢印A-Aで切つた平面断面図であり、特に丸型の例で示したものであ

25

る。小型パッケージボイラの場合第16図のように特に丸型でなくても良いが、丸型のほうが、伝熱管の配列等の製作が容易である。

なお、第4図、第13図、第14図等の実施例では構成上矩形が好ましい。

本発明の作用効果をまとめて記載すると次のとおりである。

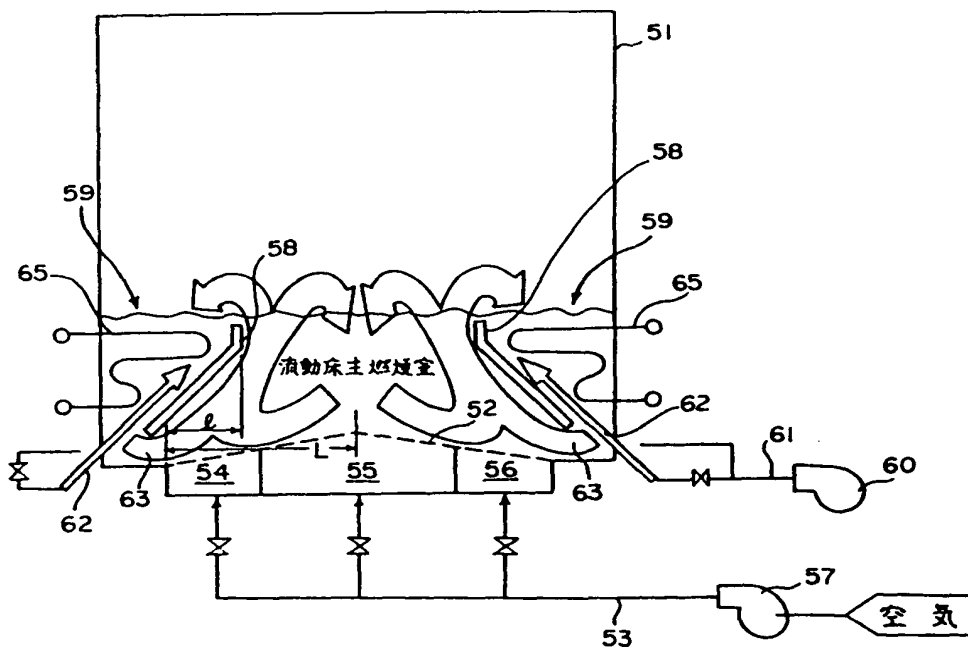
- ① 仕切壁が傾斜しているので、仕切壁の背面側に設けた熱回収室散気装置62から噴出せしめる空気量を調節することにより熱回収室内の流動媒体を移動層の状態で沈降循環させることが出来ると共にその循環量を制御することが出来る。また、熱回収室散気装置62から噴出せしめる空気量を0とすることにより熱回収室内の流動媒体を静置状態とすることができる。
- ② 熱回収室と流動床主燃焼室の画壁が傾斜仕切壁であると共に、傾斜仕切壁下部から噴出せしめられる流動用空気の質量速度が大であるため、流動床主燃焼室から熱回収室への流動媒体の流入量を大とすることができる。
- ③ 熱回収室散気装置から熱回収室に吹き込まれる空気のGmfに比し、熱回収室下部開口部付近の主燃焼室に吹き込まれている空気のGmf

26

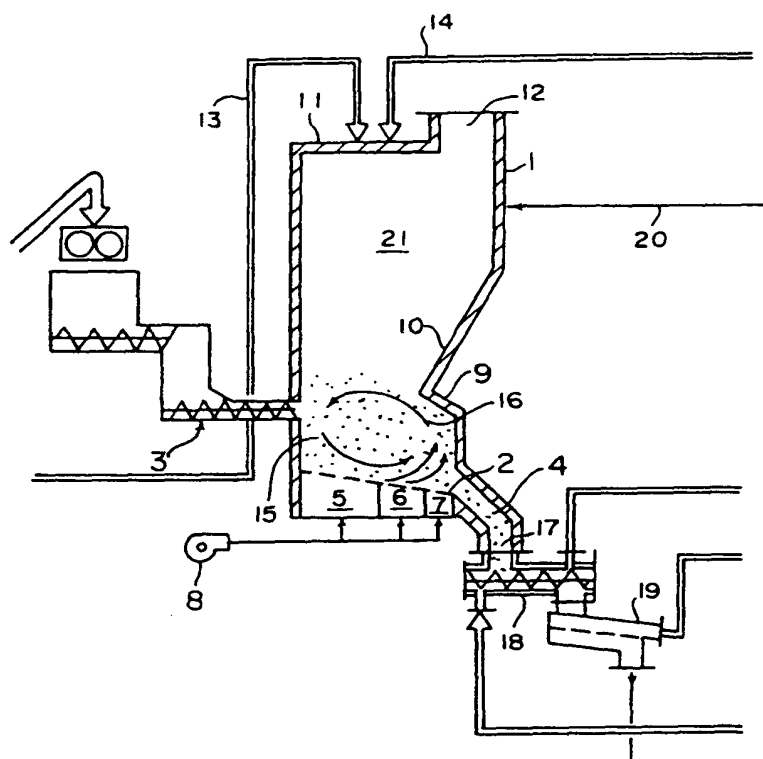
が大であるから熱回収室への流動媒体の循環量を十分に確保でき、さらに熱回収室散気装置からの散気風量を調節することによって熱回収室における流動媒体の循環量を容易に制御することができる。

- ④ 傾斜仕切壁の背面側に熱回収室散気装置を設けているので、流動媒体の循環量を十分に確保でき、その制御も容易である。
- ⑤ 流動床主燃焼室が内部循環型流動床を形成しているので、熱回収室から流動床主燃焼室へ導入される熱回収された流動媒体は主燃焼室においてスムーズに拡散するので、直ちに加熱される。
- ⑥ 熱回収室内の流動媒体は、散気空気の質量速度0~2Gmfの範囲内で移動層の状態で沈降循環せしめられているので第9図から明らかなようにバブリング式ボイラの流動媒体中に直接受熱流体を通じた伝熱面を配備した場合に比し、伝熱面の摩耗速度が極めて小となる。
- ⑦ 熱回収室散気風量を0~2Gmfの範囲内で、熱回収室内の熱媒体沈降量を制御でき、かつ、第8図に示すように総括熱伝達係数が直線的に変化するので熱回収量を自由に制御できる。

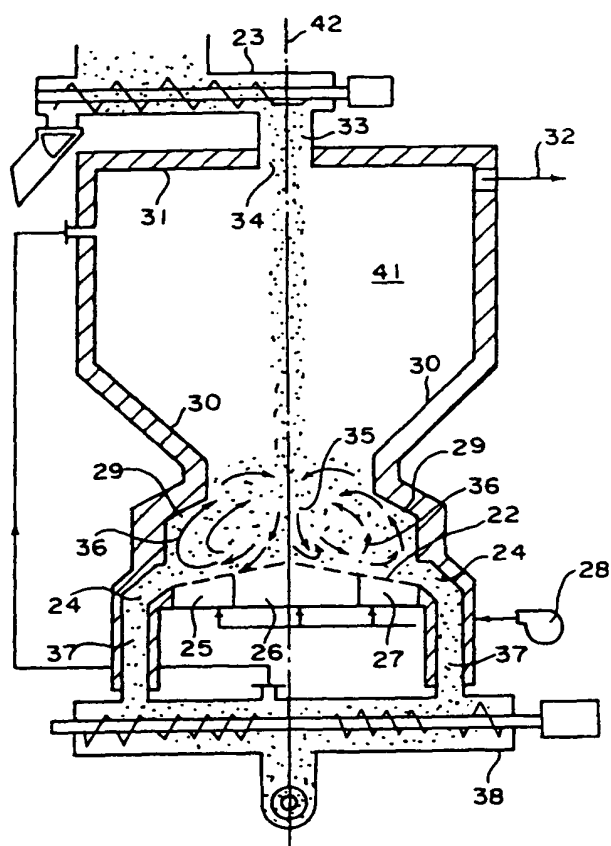
第3図



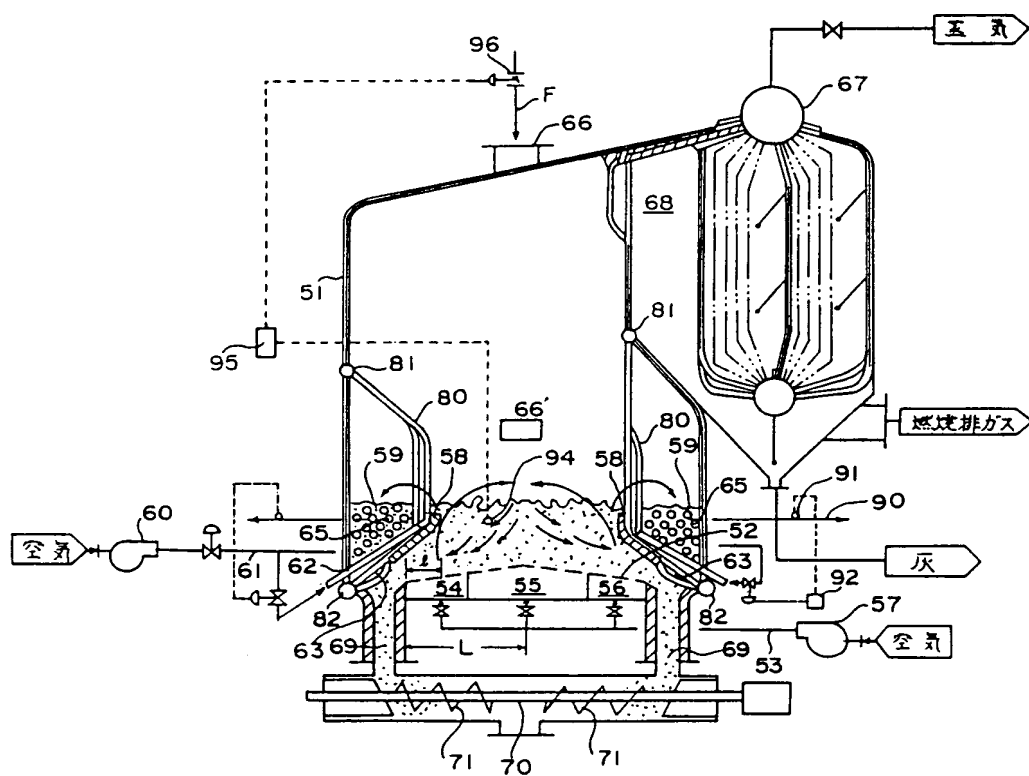
第 1 図



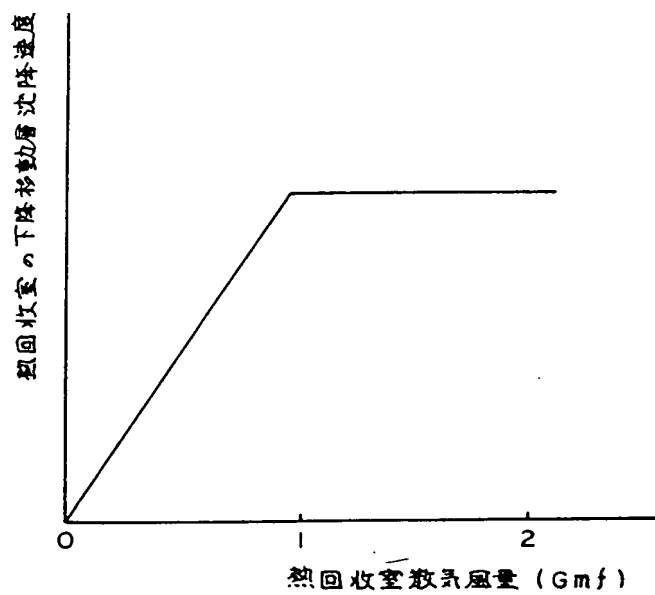
第 2 図



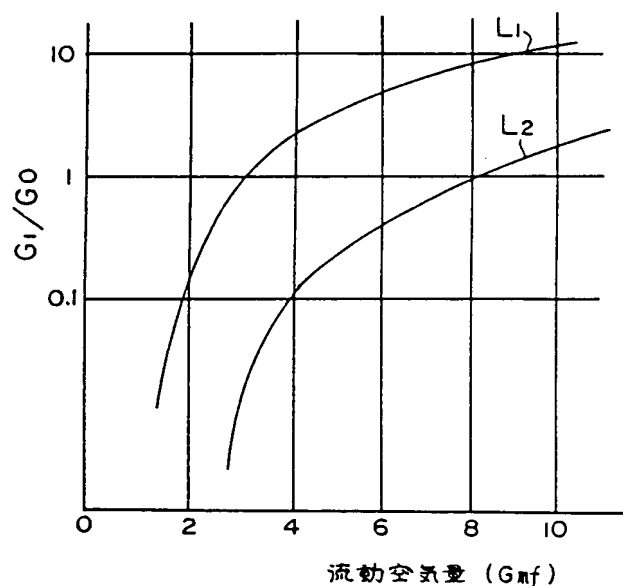
第4図



第6図

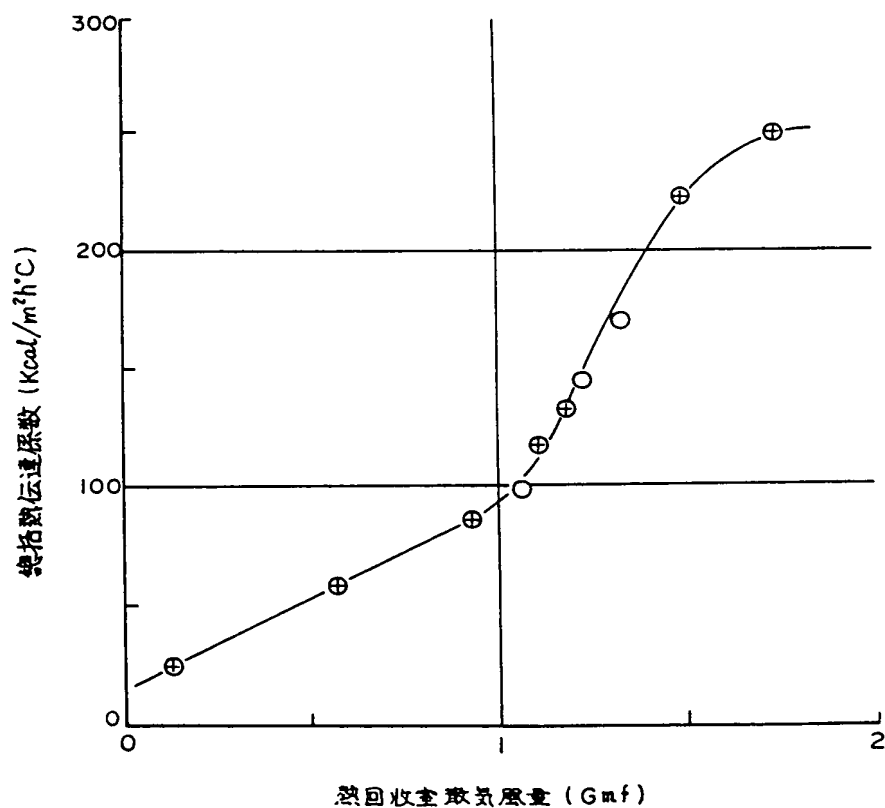


第5図



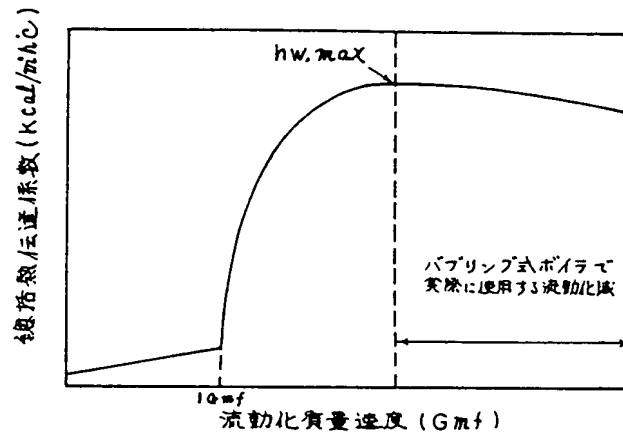
- 注:  $G_{mf}$  は最低流動化質量速度  
 $G_1$  は流動媒体循環量  
 $L_1$  は流動層高が流動空気を吹き送る、状態で仕切壁上端まである場合  
 $L_2$  は流動空気を吹き送る時の燃焼部における流動層高がほぼ仕切壁上端になる場合  
 $G_0$  は $L_1$ の場合の燃焼室における傾斜仕切壁下部の流動空気量  $3G_{mf}$  における流動媒体循環量

第8図

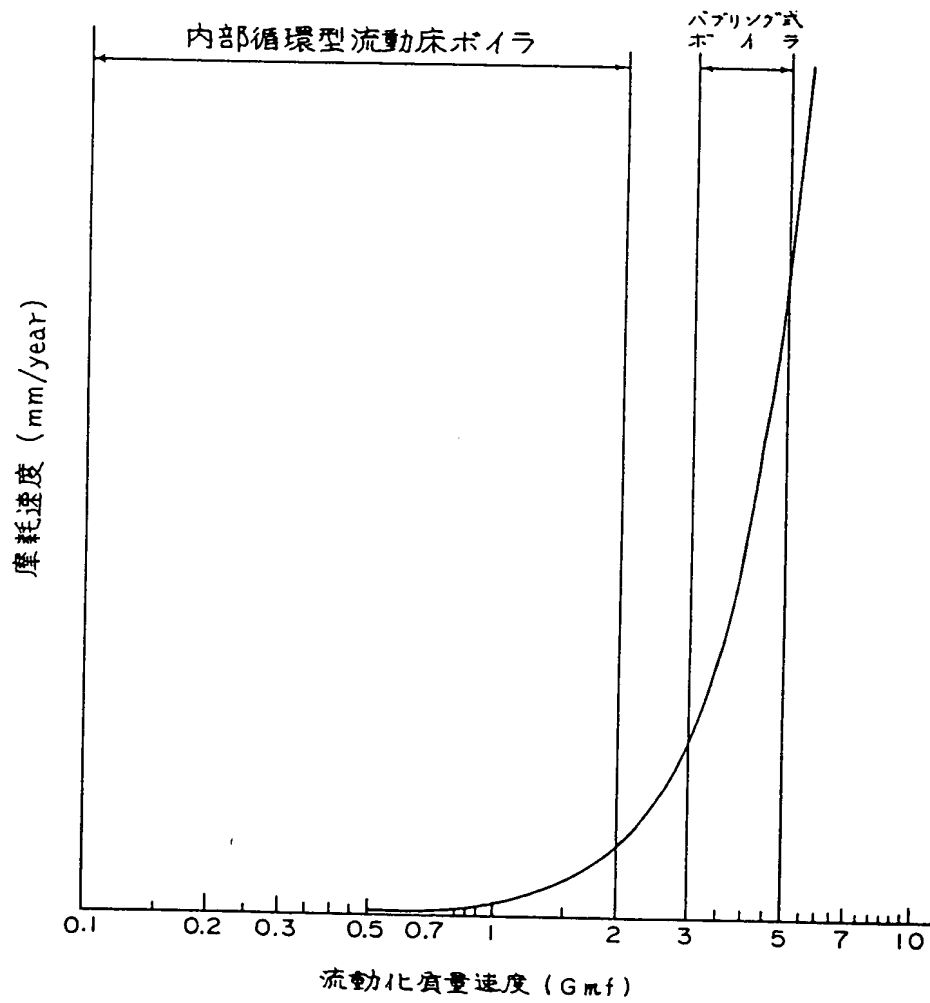




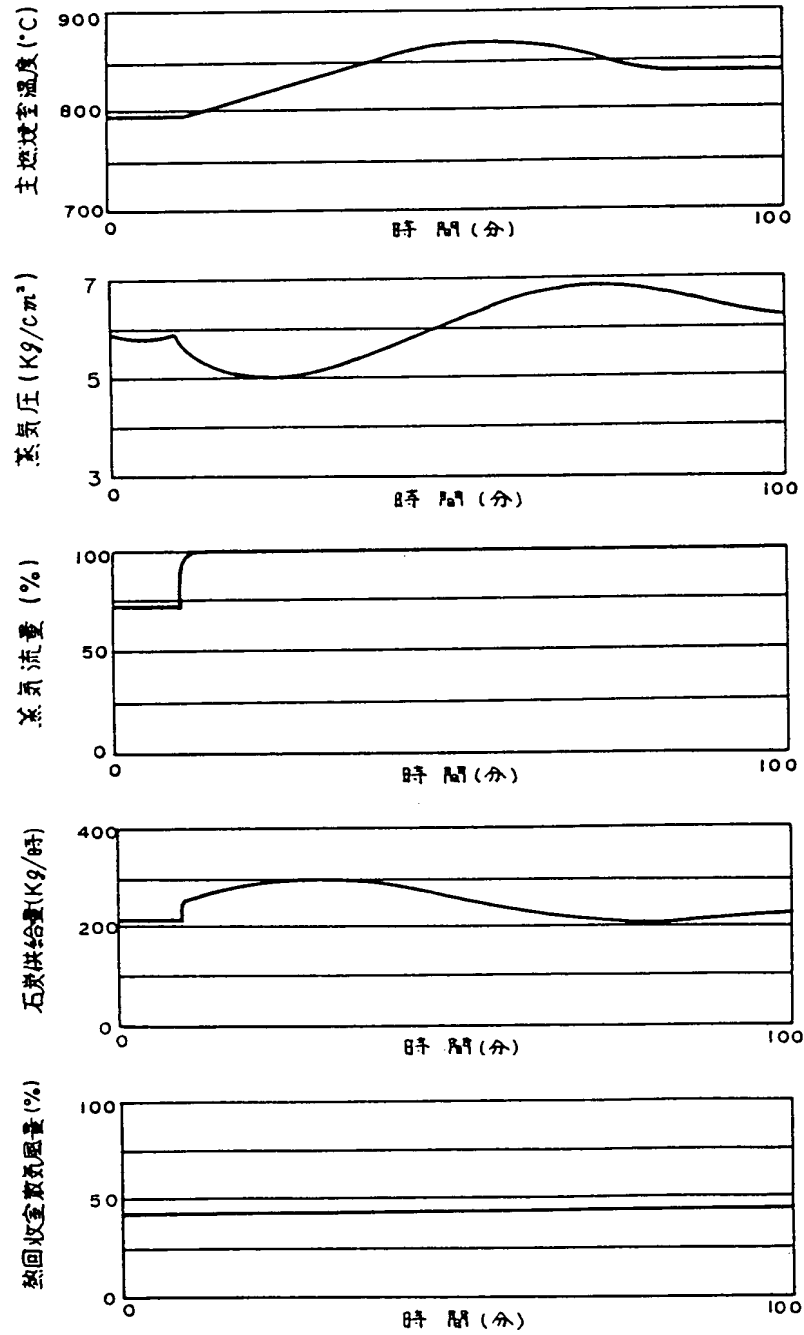
第7図



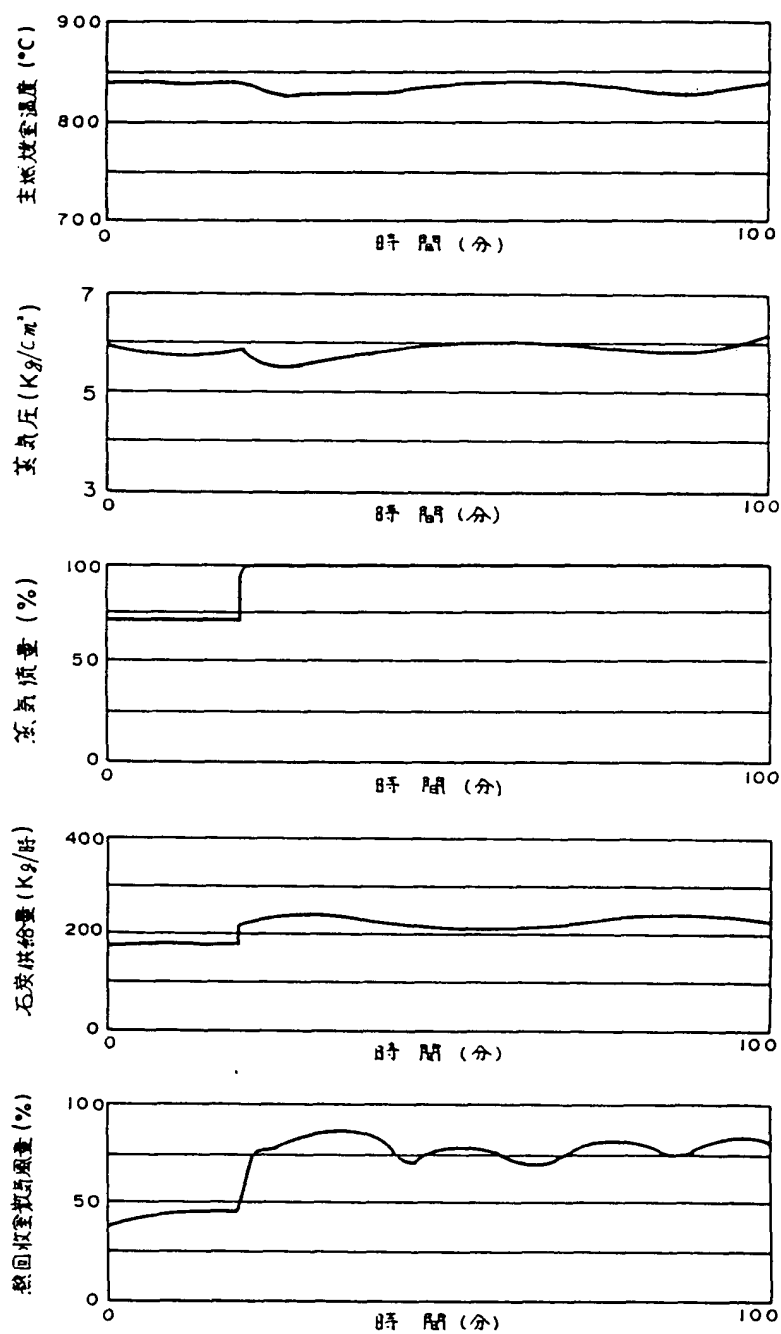
第9図



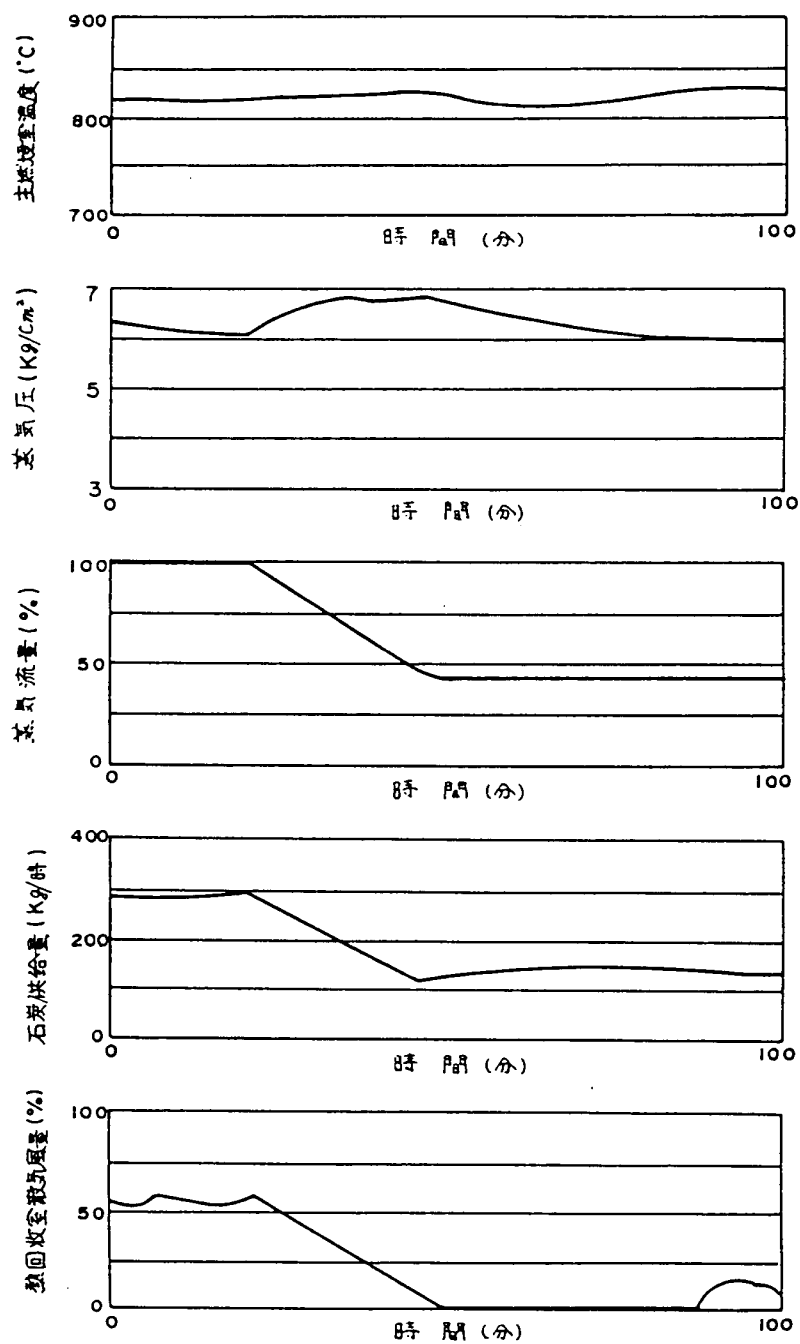
第 10 図



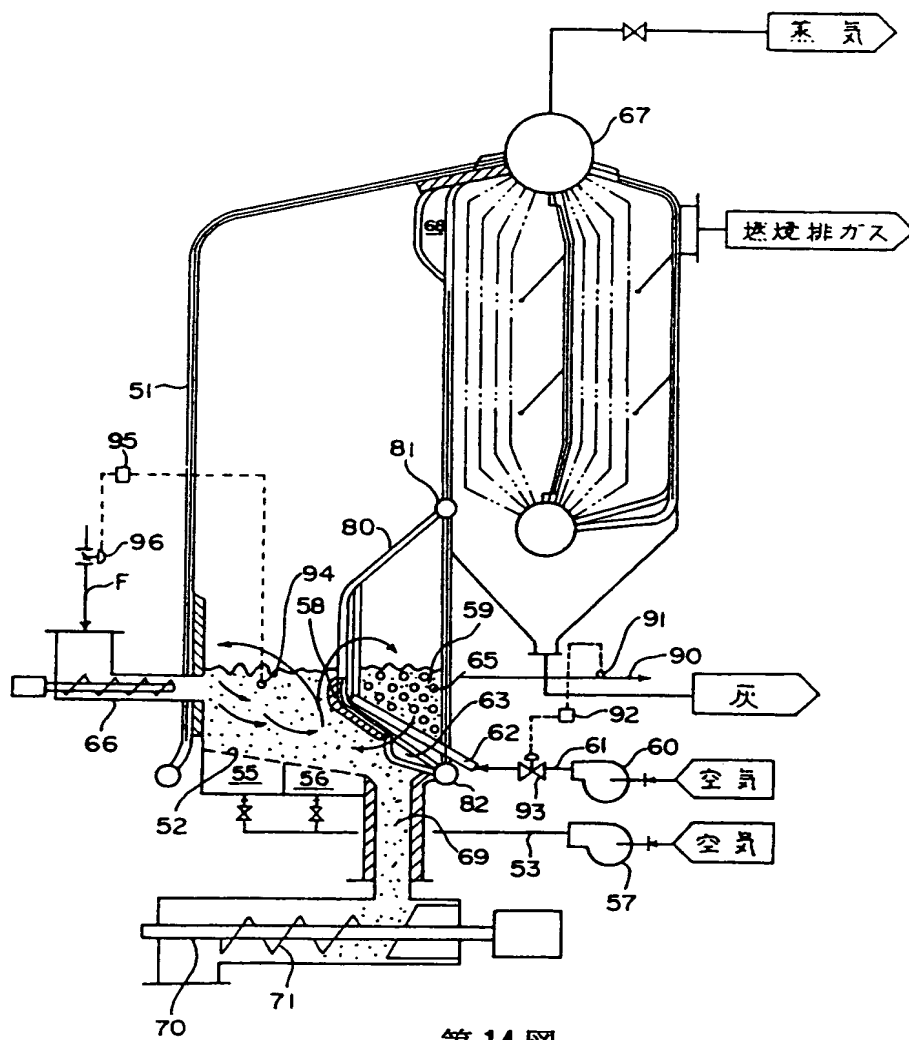
第 11 図



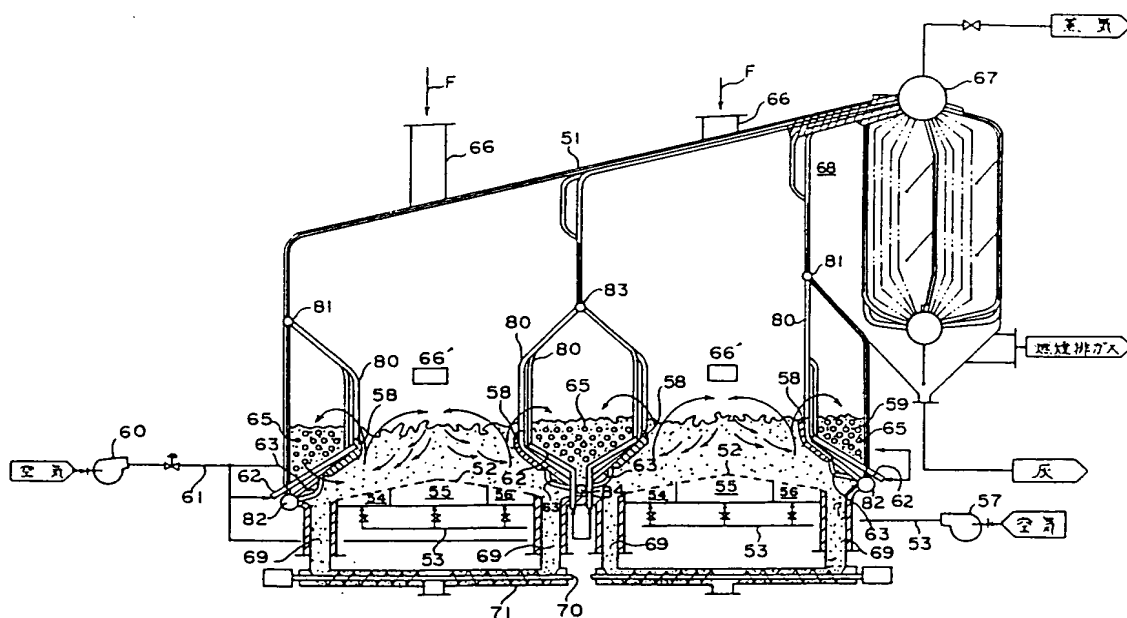
第 12 図



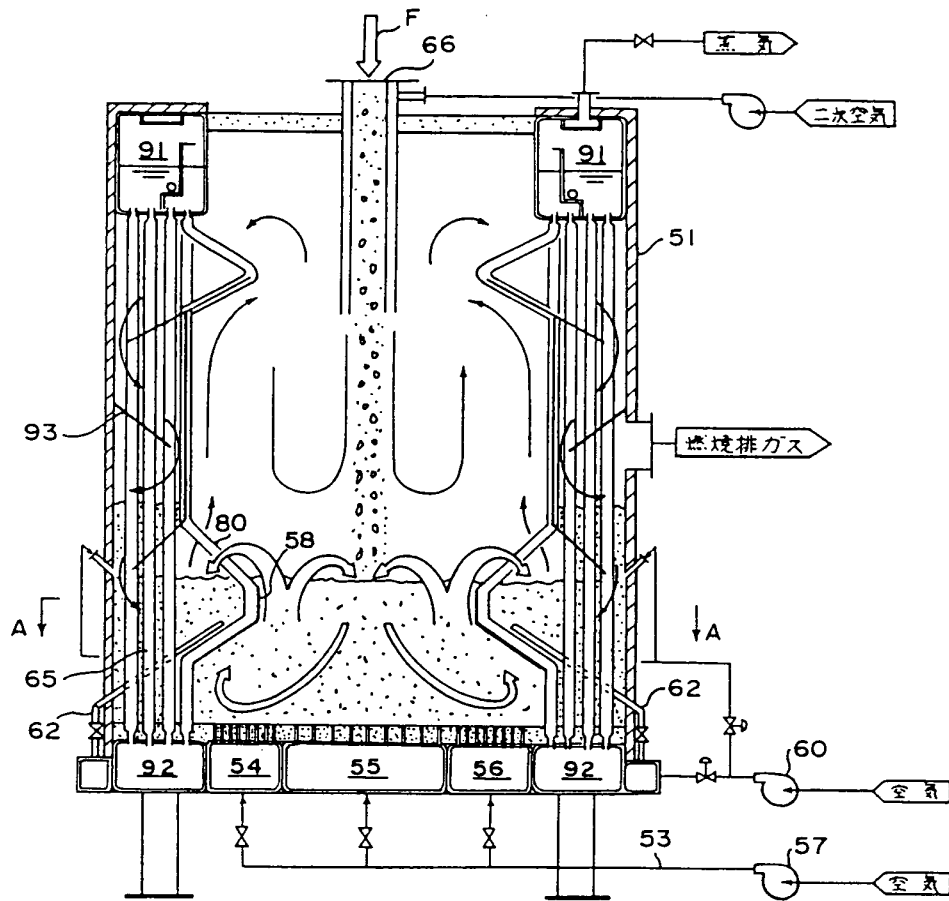
第 13 図



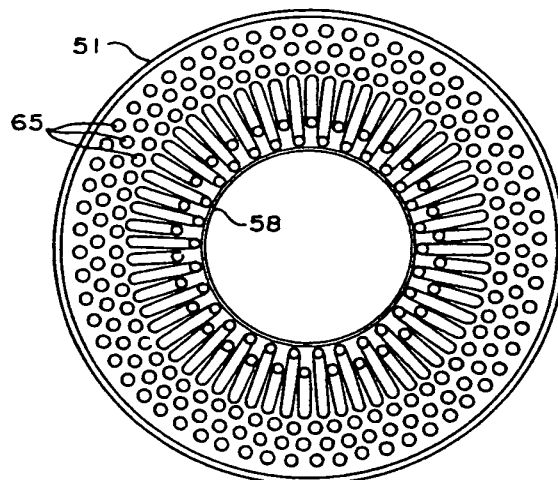
第 14 図



第 15 図

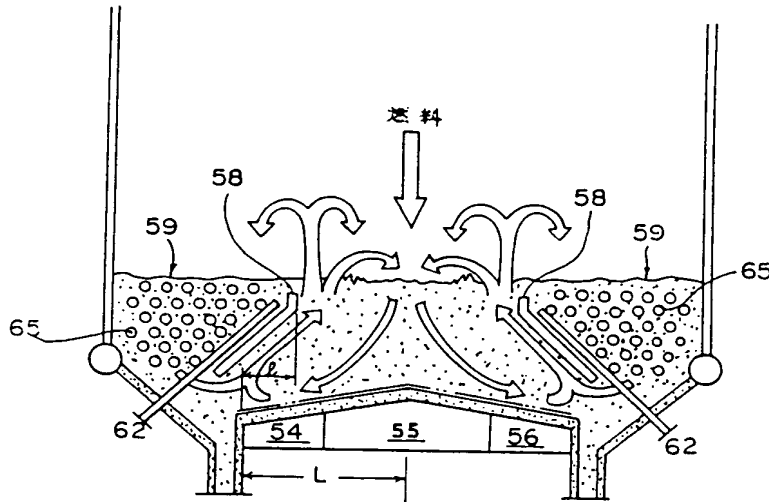


第 16 図



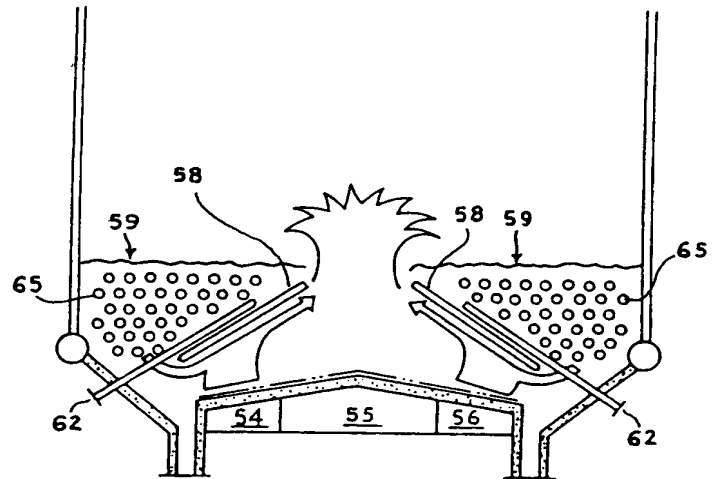
第 17 図

$$\frac{1}{6} \leq \frac{l}{L} \leq \frac{1}{2} \text{ の時}$$



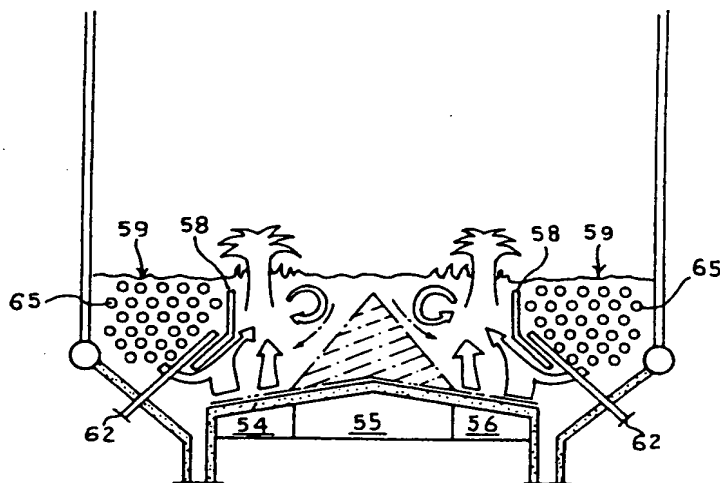
第 18 図

$$\frac{l}{L} > \frac{1}{2} \text{ の時}$$



第 19 図

$$\frac{l}{L} < \frac{1}{6} \text{ の時}$$



## **DERWENT TERMS AND CONDITIONS**

*Derwent shall not in any circumstances be liable or responsible for the completeness or accuracy of any Derwent translation and will not be liable for any direct, indirect, consequential or economic loss or loss of profit resulting directly or indirectly from the use of any translation by any customer.*

Derwent Information Ltd. is part of The Thomson Corporation

Please visit our home page:

["WWW.DERWENT.CO.UK"](http://WWW.DERWENT.CO.UK) (English)

["WWW.DERWENT.CO.JP"](http://WWW.DERWENT.CO.JP) (Japanese)



**MACHINE-ASSISTED TRANSLATION (MAT):**

(19)【日本国特許庁】 (JP)	(19)[Japanese Patent Office] (JP)
(11)【特許出願公告】 平 5-23321	(11)[Patent-application public notice] Heisei 5-23321
(12)【特許公報】 (B2)	(12)[patent gazette] (B2)
(51)【Int. Cl. 5】 F22B 1/02	(51)[Int.Cl.5] F22B 1/02
【識別記号】 A	[Identification symbol] A
【庁内整理番号】 7715-3L	[An internal adjustment number] 7715-3L
(22)(24)【公告】 平成 5 年 (1993) 4 月 2 日	(22)(24)[a public notice] April 2nd, Heisei 5 (1993)
【発明の数】 2	[The number of invention] 2
【全頁数】 3	[Total Pages] 3
(54)【発明の名称】 流動床ボイラおよびその制御方法	(54)[TITLE] A fluidized-bed boiler and its control method
(21)【特願】 昭 62-504381	(21)[Application for patent] Showa 62 -504381
(36)(22)【出願】 昭 62 (1987) 7 月 20 日	(36)(22)[application] Showa 62 (1987) July 20
(86)【国際出願】 PCT/JP87/00530	(86)[International application] PCT/JP87/00530
(87)【国際公開番号】 WO89/00659	(87)[International laid-open (kokai) number] WO89/00659

## (87)【国際公開日】

平 1 (1989) 1 月 26 日

## (87)[International date of disclosure]

Heisei 1 (1989) January 26th

## (72)【発明者】

大下 孝裕 神奈川県横浜市緑  
区北八朔町 1502 番地 36 号

## (72)[Inventor]

Takahiro Ohshita

## (72)【発明者】

肥後 勉 神奈川県茅ヶ崎市  
緑が浜 2 番 40 号

## (72)[Inventor]

Tsutomu Higo

## (72)【発明者】

小杉 茂 東京都目黒区中目  
黒 1 丁目 4 番 18 号 803

## (72)[Inventor]

Shigeru Kosugi

## (72)【発明者】

犬丸 直樹 東京都杉並区成田  
東 4 丁目 16 番 13 号

## (72)[Inventor]

Naoki Inumaru

## (72)【発明者】

川口 一 神奈川県横浜市磯  
子区汐見台 3 丁目 2 番 3 号  
3208 棟 811 号

## (72)[Inventor]

Hajime Kawaguchi

## (71)【出願人】

株式会社荏原製作所 東京都大  
田区羽田旭町 11 番 1 号

## (71)[Applicant]

K.K. Ebara Corp.

## (74)【代理人】

弁理士 井上 昭 外 1 名

## (74)[Representative]

Patent attorney Akira Inoue et al. One

## 【審査官】 佐野 遵

## [Examiner] Tootu Sano

## (56)【参考文献】

特開 昭 57-41501 (JP, A)  
特開 昭 57-124608 (JP, A)  
特開 昭 49-95470 (JP, A)  
特公 昭 51-46988 (JP, B2)

## (56)[Bibliography]

Unexamined Japanese patent No. 57-41501  
(JP, A)  
Unexamined Japanese patent No. 57-124608  
(JP, A)  
Unexamined Japanese patent No. 49-95470  
(JP, A)  
Japanese Patent Publication No. 51-46988 (JP,  
B2))

## (57)【特許請求の範囲】

## (57)[CLAIMS]

1 a 主流動床と分散手段とを含む流動床主燃焼室と、  
b 熱回収床と散気手段とを備えた熱回収室と、  
c 前記主流動床と前記熱回収床とがその上部及び下部において連通するように、前記主流動床と熱回収床とを分離する傾斜仕切壁と、  
d 前記熱回収床内に設けられた受熱流体を通した伝熱面と、を備えた流動床ボイラの制御方法において、

前記傾斜仕切壁に沿って流動媒体の上昇流が形成されるとともに傾斜仕切壁から離れた位置で流動媒体の下降流が形成されて流動媒体の旋回流動床が形成されるように、かつ、前記旋回流動床の流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて前記熱回収室に到達するように、前記傾斜仕切壁から離れた領域の下方よりも傾斜仕切壁の下方にわいてより大きい質量速度で流動化用ガスを供給し、

回収される熱量を制御するために前記散気手段から前記熱回収床に供給されるガス流量を調整し、そして

燃料供給量を制御する、ことを特徴とする流動床ボイラの制御方法。

2 分散手段が流動床主燃焼室の底部に設けられている特許請求の範囲第 1 項記載の流動床ボイラの制御方法。

3 熱回収室が、前記傾斜仕切壁

1 In the control method of the fluidized-bed boiler equipped with

a the fluidized-bed primary combustion chamber including a main fluidized bed and distribution means,

b the heat recovery chamber equipped with a heat-recovery floor and aeration means,

c the inclined partition wall which partitions an above-mentioning main fluidized bed and a heat-recovery floor so that an above-mentioned main fluidized bed and an above-mentioned heat-recovery floor may connect in the upper part and the lower part, d the heat transfer surface which passed through the incoming-radiation fluid provided in the above-mentioned heat-recovery floor,

it generates more downward the inclined partition wall than the lower part of the zone separated from the above-mentioned inclined partition wall, and a fluidization gas is supplied at the larger mass velocity so that the downflow of a bed material is formed by the separated position from an inclined partition wall, and the rotary fluidized bed of a bed material is formed while the upward flow of a bed material is formed along an above-mentioned inclined partition wall, and so that a part of bed material of an above-mentioned rotary fluidized bed reaches an above-mentioned heat recovery chamber beyond the upper part of an above-mentioned inclined partition wall.

In order to control the quantity of heat recovered, the gas flow rate supplied to an above-mentioned heat-recovery floor from above-mentioned aeration means is regulated. And the fuel amount of supply is controlled.

The control method of the fluidized-bed boiler characterized by the above-mentioned.

2 The control method of a fluidized-bed boiler described in the 1st claim that distribution means is provided to the bottom part of a fluidized-bed primary combustion chamber.

3 The control method of the fluidized-bed boiler of the 1st claim by which the heat

と炉壁との間、或いは2つの傾斜仕切壁の背面側の間に形成させている特許請求の範囲第1項又は第2項記載の流動床ボイラの制御方法。

4 熱回収室の散気装置が熱回収室の下方部分の傾斜仕切壁の背面に沿って設けられている特許請求の範囲第1項乃至第3項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

5 傾斜仕切壁が水平に対して10～60度だけ傾斜している特許請求の範囲第1項乃至第4項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

6 傾斜仕切壁が水平に対して25～45度だけ傾斜している特許請求の範囲第1項乃至第5項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

7 傾斜仕切壁の水平方向の投影長さが、炉底部の水平長さの $1/6 \sim 1/2$ となるように配置されている特許請求の範囲第1項乃至第6項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

8 傾斜仕切壁の水平方向の投影長さが、炉底部の水平長さの $1/4 \sim 1/2$ となるように配置されている特許請求の範囲第1項乃至第7項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

9 前記熱回収室の底部において前記散気手段から噴出される空気の質量速度は0～3Gmf、好ましくは0～2Gmfであり、前記傾斜仕切壁の下の方散手段から噴出される流動化用空気の質量速度は4～20Gmf、好ましくは6～12Gmfであることを特徴と

recovery chamber is formed between an above-mentioned inclined partition wall and a furnace wall or between the back side of a two inclined partition wall, or the 2nd claim.

4 The control method of a fluidized-bed boiler described in one of the 1st claim or the 3rd item in which a diffuser of a heat recovery chamber is provided along the back of the inclined partition wall of the lower part of a heat recovery chamber.

5 The control method of a fluidized-bed boiler described in one of the 1st claim or the 4th item in which An inclined partition wall is inclined only ten to 60 degrees to horizontal plane.

6 The control method of a fluidized-bed boiler described in one of the 1st claim or the 5th item in which an inclined partition wall is inclined only 25 to 45 degrees to horizontal plane.

7 the control method of a fluidized-bed boiler described in one of the 1st claim or the 6th in which the horizontal projection length of an inclined partition wall is arranged so that it may become  $1/6 - 1/2$  of the horizontal length of a furnace-bottom section.

8 The control method of a fluidized-bed boiler described in one of the 1st claim or the 7th item The horizontal projection length of an inclined partition wall is arranged so that it may become  $1/4 - 1/2$  of the horizontal length of a furnace-bottom section.

9 the control method of a fluidized-bed boiler described in one of the 1st claim or the 8th item in which The mass velocity of air ejected from above-mentioned aeration means in the bottom part of an above-mentioned heat recovery chamber is 0-3Gmf, and preferably 0-2 Gmf.

The mass velocity of the fluidization air ejected from distribution means under an above-mentioned inclined partition wall is 4-

する特許請求の範囲第 1 項乃至第 8 項の何れか 1 つに記載の流動床ボイラの制御方法。

10 前記主流動床における温度調節は、主流動床における温度又は流動床ボイラで発生する蒸気圧に基づいて、燃料の供給量を制御することによって、行われることを特徴とする特許請求の範囲第 1 項乃至第 9 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラの制御方法。

11 前記主流動床の温度は、主流動床への燃料の供給量を調整することによって、及び／又は、前記散気手段への空気の供給量を調整することによって、一定範囲に制御することを特徴とする特許請求の範囲第 1 項乃至第 10 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラの制御方法。

12 前記調整は、温度検出器 94 によって検出された流動床温度に基づいて行うことを特徴とする特許請求の範囲第 11 項記載の流動床ボイラの制御方法。

13 前記主流動床に供給される燃料の量は、利用者側の負荷変動によって必要とされる蒸気量が変動する場合などには、圧力信号によって制御することを特徴とする特許請求の範囲第 1 項乃至第 12 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラの制御方法。

14 a 主流動床と、異なった量の流動化用ガスを供給するようになっている分散手段 54, 55, 56 とを含む流動床主燃焼室と、  
b 熱回収床と散気手段とを備え

20Gmf, and preferably 6-12 Gmf.

10 the control method of the fluidized-bed boiler described in any one of the 1st claim or the 9th item in which The temperature control in an above-mentioning main fluidized bed is performed by controlling the amount of supply of a fuel based on the steam pressure which is generated with the temperature or the fluidized-bed boiler in a main fluidized bed.

11 The control method of the fluidized-bed boiler described in any one of the 1st claim, or the 10th item in which temperature of an above-mentioning main fluidized bed is controlled in a predetermined range by regulating the amount of supply of the fuel to a main fluidized bed, and/or regulating the amount of supply of air to above-mentioned aeration means.

12 The control method of the fluidized-bed boiler of 11th claim in which the above-mentioned regulation is performed based on the fluidized-bed temperature detected with the temperature detector 94.

13 The control method of the fluidized-bed boiler described in any one of the 1st claim or the 12th item in which the amount of the fuel supplied to an above-mentioning main fluidized bed is controlled by the pressure signal, when fluctuating the amount of vapor required by the load fluctuation by the side of a user.

14 a the fluidized-bed primary combustion chamber including a main fluidized bed, and distribution means 54, 55, and 56 to supply the fluidization gas of the different amount,

b the heat recovery chamber equipped with a heat-recovery floor and aeration means,

c the inclined partition wall 58 which an above-mentioning main fluidized bed and an above-mentioned heat-recovery floor are partitioned, and makes an above-mentioning main fluidized

た熱回収室と、  
c 前記主流動床と前記熱回収床とを分離し、前記主流動床と熱回収床とをその上端及び下端において連通させる傾斜仕切壁 58 と、

d 前記熱回収床に設けられ、受熱流体を通した伝熱面手段 65 と、

e 前記熱回収室の下部には、散気手段が配設されていると共に、熱回収室底部には、流動媒体が熱回収室から前記流動床主燃焼室に向かって下方に移動するように開口部が設けられており、

f 前記傾斜仕切壁の下方の前記分散手段は、前記分散手段の他の部分の質量速度よりも大きい質量速度を与え、

g 前記傾斜仕切壁は、その水平方向投影長さが当該炉底部水平長さの  $1/6 \sim 1/2$  の長さに形成され、  
ていることを特徴とする流動床ボイラ。

15 前記分散手段は、流動床主燃焼室の底部に設けられていることを特徴とする特許請求の範囲第 14 項記載の流動床ボイラ。

16 前記熱回収室は、前記傾斜仕切壁と流動床主燃焼室の側壁の間、又は、二つの傾斜仕切壁の背面側の間に形成されていることを特徴とする特許請求の範囲第 14 項又は第 15 項記載の流動床ボイラ。

17 前記散気手段は、前記熱回収室の下部で前記傾斜仕切壁の背面側に設けられていることを

bed and a heat-recovery floor connect in the upper end and lower end,

d Generating-surface means 65 which is provided to an above-mentioned heat-recovery floor, and passed through the incoming-radiation fluid, e an aeration means in the lower part of an above-mentioned heat recovery chamber, and also an opening are provided to the heat-recovery-chamber bottom part so that a bed material may move downward an above-mentioned fluidized-bed primary combustion chamber from a heat recovery chamber.

f Above-mentioned dispersion means of the lower part of an above-mentioned inclined partition wall provides the mass velocity larger than the mass velocity of the other part of above-mentioned dispersion means.

g As for the above-mentioned inclined partition wall, the horizontal projection length is formed as the length of  $1/6 - 1/2$  of furnace-bottom section horizontal length.

The fluidized-bed boiler characterized by the above-mentioned.

15 the fluidized-bed boiler described in the 14th claim in which the above-mentioned dispersion means is provided to the bottom part of a fluidized-bed primary combustion chamber.

16 the fluidized-bed boiler of the 14th claim or the 15th claim in which The above-mentioned heat recovery chamber is formed between the above-mentioned inclined partition wall and the side wall of a fluidized-bed primary combustion chamber, or between the back sides of a two inclined partition wall.

17 the fluidized-bed boiler of any one publication of the 14th claim or the 16th in which the above-mentioned aeration means is provided to the back side of an above-mentioned inclined partition wall in the lower

特徴とする特許請求の範囲第 14 項乃至第 16 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラ。

18 前記傾斜仕切壁は、水平に対して 10 度～60 度傾斜していることを特徴とする特許請求の範囲第 14 項乃至第 17 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラ。

19 前記傾斜仕切壁は、水平に対して 25 度～45 度傾斜していることを特徴とする特許請求の範囲第 14 項乃至第 18 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラ。

20 前記傾斜仕切壁は、水平方向投影長さが前記炉底部の水平方向長さの  $1/4 \sim 1/2$  であることを特徴とする特許請求の範囲第 14 項乃至第 19 項のいずれか 1 つに記載の流動床ボイラ。

#### 【技術分野】

この発明は、石炭、無煙炭、選炭スラッジ、オイルコークス、バーク、バガス、産業廃棄物、都市ごみその他の燃焼物を、いわゆる旋回流型流動床により燃焼すると同時に流動層から熱を回収するための装置、ならびに回収熱量の制御、および流動床主燃焼室温度を一定に保つための熱回収室散気風量および燃料供給量を制御する方法に関する。

#### 【背景技術】

従来、旋回流型流動床式燃焼炉としては特公昭 51-46988 号公報及び特公昭 62-5242 号公報記載のものが知られてい

part of an above-mentioned heat recovery chamber.

18 the fluidized-bed boiler of any one of the 14th claim or the 17th item in which the above-mentioned inclined partition wall is inclined 10 to 60 degrees to horizontal plane.

19 the fluidized-bed boiler of any one of the 14th claim or the 18th in which the above-mentioned inclined partition wall is inclined 25 to 45 degrees to horizontal plane.

20 the fluidized-bed boiler of any one of the 14th claim or the 19th in which The horizontal projection length of an above-mentioned inclined partition wall is  $1/4 - 1/2$  of the horizontal length of an above-mentioned furnace-bottom section.

#### 【Technical field】

This invention relates to a device which recovers heat from a fluidized bed at the same time it combusts coal, anthracite, a coal-dressing sludge, an oil coke, bark, a bagasse, the industrial waste, a municipal solid waste, and the other combusted thing by the so-called rotational-flow fluidized bed, and the method of controlling the heat-recovery-chamber aeration air quantity and the fuel amount of supply for keeping constant a control of a recovery quantity of heat, and fluidized-bed-primary-combustion-chamber temperature.

#### 【Background art】

Conventionally, as a rotational-flow fluidized-bed combustion furnace, the thing the Japanese Patent Publication No. 51-46988 gazette and described in the Japanese Patent Publication No. 62 -5 242 is known.

る。

これらの従来の旋回流型流動床式燃焼炉の一例を第 1 図に基いて説明する。

燃焼炉 1 の炉内底部には流動媒体流動化用の空気分散板 2 が備えられている。該空気分散板 2 は、給塵装置 3 が設けられている壁側が高くなるよう傾斜しており、燃焼物供給装置が設けられているのと反対側下部には不燃物排出口 4 が接続されている。

ブロワ 8 から送られた流動化用空気は、空気室 5, 6, 7 を経て空気分散板 2 から上方に噴出せしめて流動媒体を流動化させる。

各空気室から噴出せしめる流動化用空気の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、空気室 7 から噴出する質量速度が最も大きく、空気室 5 から噴出する質量速度が最も小さくなるように選ばれる。

例えば空気室 7 より噴出する流動化用空気の質量速度は 4~20Gmf、好ましくは 6~12Gmf、空気室 6 から噴出する流動化用空気の質量速度は 3~10Gmf、好ましくは 4~6Gmf、空気室 5 から噴出する流動化用空気の質量速度は 1~4Gmf、好ましくは 1~2.5Gmf の範囲内の速度から選ばれる。

1Gmf は流動化開始質量速度である。

この値を境として流動媒体は、固定層と呼ばれる静的状態から、流動層と呼ばれる動的状態に変化する。

An example of these conventional rotational-flow fluidized-bed combustion furnaces is demonstrated based on Figure 1.

The bottom part of a combustion furnace 1 in the furnace is equipped with the air distributor 2 for bed-material fluidization.

Inclined of this air distributor 2 is carried out so that it may become high in the wall side with which the dust supplying device 3 is provided.

The nonflammable thing discharge port 4 is connected to that a combustion thing supply apparatus is provided and the reverse-side lower part.

The upper part is made to blow off from an air distributor 2 through an air chamber 5 and 6, 7, and the fluidization air sent from the blower 8 makes a bed material fluidize.

Mass velocity of the fluidization air made to blow off from each air chamber has the size enough to form a fluidized bed.

However, the mass velocity ejected from an air chamber 7 is the largest. It is chosen so that the mass velocity ejected from an air chamber 5 may become small most.

For example, the mass velocity of the fluidization air ejected from an air chamber 7 is 4-20Gmf and preferably 6-12 Gmf. The mass velocity of the fluidization air ejected from an air chamber 6 is 3-10Gmf and preferably 4-6 Gmf. The mass velocity of the fluidization air ejected from an air chamber 5 is chosen out of the velocity within the range of 1-4Gmf and preferably 1-2.5 Gmf.

1Gmf is the fluidization start mass velocity.

A bed material changes from the static condition called fixed bed to the dynamic condition of being called a fluidized bed, setting this value as a boundary.

The three number of air chambers is shown by the example shown in Figure 1.

However, as for this, at least two arbitrary numbers [ four or more ] are chosen. As for the mass velocity of the fluidization air, the thing



空気室の数は第 1 図に示されている例では 3 室示されているが、これは 2 室でも或いは 4 室以上でも任意の数が選ばれ、流動化用空気の質量速度は、不燃物排出口 4 に近いものを大に、遠いものを小になるようにする。

不燃物排出口 4 に近い方の空気室 7 から 6 の直上に、流動化用空気の上向き流路をさえぎり、流動化用空気を燃焼物供給装置 3 の方向に転向せしめる反射壁としての傾斜壁 9 が設けられている。

傾斜壁 9 の上側は、傾斜壁 9 と反対の傾斜を有する傾斜面 10 が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになっている。

空気分散板 2 の傾斜は燃焼物に不燃物が含まれる場合には 5 ～ 15 度程度が好ましいが、空気室から噴出せしめる空気量を調節することにより流動媒体を旋回流動せしめうるので、特に不燃物が少ない場合等には傾斜はなく水平にしてもよい。

傾斜壁 9 の表面は、平面、凸面、凹面の何れでもよい。炉内天井部 11 には、燃焼排ガス排出部 12、焼却設備の運転に伴ない発生する液状廃棄物供給管 13、冷却水供給管 14 等が設けられている。

燃焼炉 1 の作用について説明すると、ブロワ 8 により流動用空気を送り込み、前に説明したように空気室 7、6、5 の順に質量速度の大なる流動化用空気を噴出せしめる。

near the nonflammable thing discharge port 4 becomes large, and the thing far from becomes smaller.

The inclined wall 9 as a reflective wall which intercepts the upward flow path of the fluidization air and turns the fluidization air into the direction of the combustion thing supply apparatus 3 is provided just overhead of the air chambers 7-6 of the one near the nonflammable thing discharge port 4.

The inclined surface 10 which has the inclined with the inclined wall 9 upper side opposite to the inclined wall 9 is provided. It prevents that a bed material deposits.

As for the inclined of an air distributor 2, when nonflammables are contained in burning material, about 5-15 degrees is desirable.

However, the rotary flow of the bed material is carried out by adjusting the air capacity made to blow off from an air chamber.

Therefore when especially a nonflammable is few, there is no inclined and it may be leveled.

Any of a flat surface, a convex surface, and a concave surface is also good for the surface of the inclined wall 9.

The combustion exhaust gas outlet 12, the liquid waste-matter supply pipe 13 which generates in connection with the running of an incineration installation, the cooling-water supply pipe 14, etc. are provided to the ceiling section 11 in the furnace.

Explanation of an effect of a combustion furnace 1 feeds in air for a flow by the blower 8. The fluidization air with the large mass velocity is made to blow off in the order of an air chamber 7 and 6,5, as demonstrated above.

通常の流動層においては、流動媒体は沸とうしている水の如く激しく上下に運動して流動状態を形成しているが、空気室 5 の燃焼物供給装置 3 を設けた壁側に近い部分の流動媒体は激しい上下動は伴わず弱い流動状態にある移動層 15 を形成する。この移動層の幅は上方は狭いが裾の方は、各空気室から噴出される空気的质量速度の差によって広がっており、裾の方は空気室 6 或いは 7 の上方に達しているので大きな質量速度の空気の噴射を受け、吹き上げられ、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室 5 上部の移動層 15 は自重降下する。そして、この層の上方には後述の如く旋回流 16 を伴う流動層からの流動媒体が補給され、これを繰り返して全体として旋回流動層が形成される。

空気室 6 から 7 の上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜壁 9 に当たり反射転向して燃焼物供給装置を設けた壁側に向って上昇旋回し、前述の移動層 15 の頂部に移動した後、徐々に降下し、裾に至って再び吹き上げられて循環する。

このような状態の燃焼炉 1 内に燃焼物供給装置 3 から下降移動層 15 の頂部付近に投入された燃焼物は、下降移動層に巻き込まれて下方に移動する。

従って、従来の流動層における如く、発熱量が高く、軽い紙等が流動層上で燃焼して流動媒体の加熱に大きく貢献すること

In a usual fluidized bed, a bed material is vigorously moved vertically like water which is carrying out ebullition, and is forming a fluid state.

However, the vertical motion with the intense bed material of the part near the wall side which provided the burning-material supply apparatus 3 of an air chamber 5 forms the moving bed 15 which does not bring with but is in a weak fluid state.

Although the width of upper part of this moving bed is narrow, the direction of a hem spreads out according to the difference of the mass velocity of air which blows off from each air chamber.

Since the direction of a hem is attained the air chamber 6 or above 7, it receives an injection of air of the big mass velocity. It blows up and the partial bed material of a hem is removed.

Therefore the dead-weight descent of the moving bed 15 of the air-chamber 5 upper part is carried out.

And, the bed material from the fluidized bed accompanied by the rotational flow 16 is replenished by the upper part of this layer as mentioned below. This is repeated and the rotary fluidized bed is formed as a whole.

The bed material moved from air chambers 6 onto 7 is blown up upwards.

However, it hits the inclined wall 9. A reflective turn is carried out. A climbing turn is carried out toward the wall side which provided the burning-material supply apparatus.

After moving to the top part of the above-mentioned moving bed 15, it descends gradually.

Very, a hem blows up again and it circulates at it.

The burning material supplied close to the top part of the descent moving bed 15 from the burning-material supply apparatus 3 in the combustion furnace 1 of such condition is engulfed in the descent moving bed, and moves downward.

Accordingly, it prevents that heating value is high and it prevents combusting, without light

なく燃焼するようなことを防ぎ、確実に下降移動層 15 及び旋回流動層 16 中で燃焼を行なわせるので流動媒体の加熱を効果的に行なうことができる。

燃焼物と共に供給された不燃物は、先ず下降移動層 15 中を下降すると共に横方向に移動するが、この間不燃物に付着したり、一体に組み込まれている可燃物（例えば電線の被覆など）は燃焼してしまう。裾に達した不燃物は流動媒体の横移動と空気分散板 2 の傾斜によって不燃物排出口 4 に達し、垂直路 17、不燃物排出コンベヤ 18 により排出され振動篩 19 で流動媒体を篩分けた後排出される。

篩分けられた流動媒体或いは新しい流動媒体はエレベータ等の搬送手段 20 により燃焼炉 1 に供給される。

つぎに従来の旋回流型流動床式燃焼炉の他の例を第 2 図に基いて説明する。

第 2 図に示す如く、燃焼炉の炉内底部に流動化用空気の分散板 22 が備えられている。空気分散板 22 は両側縁部が中央部より低く、炉の中心線 42 に対してほぼ対称な山形断面状（屋根状）に形成されており、両側縁部には不燃物排出口 24 が接続されている。

ブロワ 28 から送られた流動化用空気は、空気室 25、26、27 を経て空気分散板 22 から上方に噴出せしめられる。両側縁部

paper's etc. combusting on a fluidized bed and contributing to a heating of a bed material greatly like the conventional fluidized bed. Since it makes perform combustion and gets in the descent moving bed 15 and the rotary fluidized bed 16 reliably, a bed material can be heated effectively.

While the nonflammable supplied with the burning material descends first the inside of the descent moving bed 15, it moves in the lateral direction.

However, it will attach to a nonflammable in the meantime, and the flammables (for example, coating of a wire etc.) integrated integrally will combust.

The nonflammable given to the hem is given to the nonflammable discharge port 4 by the inclined of a horizontal movement and the air distributor 2 of a bed material.

It ejects by the vertical path 17 and nonflammable ejection conveyor 18. It ejects, after sieving out a bed material by the vibrating screen 19.

Sieved the bed material or the bed material which is new is supplied to a combustion furnace 1 by the feed drive means 20, such as an elevator.

The other example of the conventional rotational-flow fluidized-bed combustion furnace is demonstrated below based on Figure 2.

As shown in Figure 2, the bottom part of a combustion furnace in the furnace is equipped with the distributor 22 of the fluidization air.

An air distributor 22 has a double-sided edge lower than a center section. It forms in the shape of an angle section which is almost symmetrical to the centerline 42 of a furnace (the shape of a roof).

The nonflammable discharge port 24 is connected to the double-sided edge.

The fluidization air sent from the blower 28 is made to blow off from an air distributor 22 through air chambers 25, 26, and 27 by the upper part.

Mass velocity of the fluidization air ejected from the air chambers 25 and 27 of a double-

の空気室 25, 27 から噴出する流動化用空気の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、中央部の空気室 26 から噴出する流動化用空気の質量速度は前者よりも小である。

例えば空気室 25, 27 より噴出する流動化用空気の質量速度は 4~20Gmf、好ましくは 6~12Gmf の範囲内で選ばれるのに対し、空気室 26 より噴出する流動化用空気の質量速度は 0.5~3Gmf、好ましくは 1~2.5Gmf の範囲内で選ばれる。

空気室の数は 3 室以上任意の数が選ばれる。この場合、流動化用空気の質量速度は、中心に近いものを小に、両側縁部に近いものを大にするようにする。

両側縁部の空気室 25, 27 の直上に流動化用空気の上向き流路をさえぎり、流動化用空気を炉内中央に向けて反射転向せしめる反射壁として傾斜壁 29 が設けられている。

傾斜壁 29 の上側は、傾斜壁 29 と反対の傾斜を有する傾斜面 30 が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになっていく。

空気分散板 22 の傾斜は燃焼物が不燃物を含む場合には 5~15 度程度とするのが好ましい。

また、不燃物を含まない場合には傾斜させなくてもよい。

傾斜壁 29 の表面は、平面、凸面、凹面何れでもよい。

炉内天井部 31 には、燃焼物供給装置 23 の出口 33 に連なる燃焼物投入口 34 が中央部の空

sided edge has sufficient size to form a fluidized bed.

However, the mass velocity of the fluidization air ejected from the air chamber 26 of a center section is smaller than the former.

For example, the mass velocity of the fluidization air to eject is chosen out of air chambers 25 and 27 within the range of 4-20Gmf and preferably 6-12 Gmf. The mass velocity of the fluidization air to eject is chosen out of an air chamber 26 within the range of 0.5-3Gmf and preferably 1-2.5 Gmf.

The numbers with the number arbitrary 3 or more rooms of air chambers are chosen.

In this case, what has the mass velocity of the fluidization air close to a center becomes smaller. The thing near a double-sided edge becomes large.

The upward flow path of the fluidization air is intercepted to just overhead of the air chambers 25 and 27 of a double-sided edge. In the furnace, the fluidization air is turned central and carries out a reflective turn. The inclined wall 29 is provided as a reflective wall.

The inclined surface 30 which has the inclined with the inclined wall 29 upper side opposite to the inclined wall 29 is provided. It prevents that a bed material deposits.

When a burning material contains a nonflammable, as for the inclined of an air distributor 22, it is desirable to set as about 5-15 degrees.

Moreover, inclined does not need to be carried out when a nonflammable is not included.

The either of a flat surface, a convex surface, and a concave surface is also good for the surface of the inclined wall 29.

It provides to the ceiling section 31 in the furnace so that the burning-material insertion opening 34 which stands in a row to the outlet

気室 26 に対応するよう設けられており、また燃焼排ガス排出部 32 も設けられている。

傾斜壁 29 を、金属パイプによる壁面体とし、パイプ内に流動化用空気を通して予熱を行なってもよい。

燃焼炉の作用につき説明すれば、ブロワ 28 により、流動化用空気を送り込み、空気室 25, 27 からは大きな質量速度で、空気室 26 からは小さな質量速度で空気を噴出させる。

通常の流動層においては、流動媒体は沸とうしている水の如く激しく上下に運動して流動状態を形成しているが、空気室 26 の上方の流動媒体は激しい上下動は伴わず、弱い流動状態にある移動層を形成する。この移動層の幅は上方は狭いが、裾の方は左右の流動層部へ向かって広がっており、裾の一部は両側縁部の空気室 25, 27 の上方に達しているので、この部分で大きな質量速度の空気の噴射を受けて吹き上げられる。そして、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室 26 の直上の層は自重で下降する。この層の上方には後述の如く旋回流 36 を伴う流動層からの流動媒体が補給される。これを繰り返して、空気室 26 の上方の流動媒体は、或る領域の部分がほぼひとまとめとなり、徐々に下降拡散する下降移動層 35 を形成する。

33 of the burning-material supply apparatus 23 may correspond to the air chamber 26 of a center section.

Moreover the combustion exhaust gas outlet 32 is also provided.

The inclined wall 29 is set as the wall-surface body by the metallic pipe.

It may pre-heat by passing through the fluidization air in a pipe.

If it demonstrates per effect of a combustion furnace, the fluidization air will be fed in by the blower 28. It is the big mass velocity from air chambers 25 and 27, and air is made to blow off with the small mass velocity from an air chamber 26.

In a usual fluidized bed, a bed material is vigorously moved vertically like water which is carrying out ebullition, and is forming a fluid state.

However, the vertical motion with the upper intense bed material of an air chamber 26 does not bring with, but forms the moving bed in a weak fluid state.

The width of upper part of this moving bed is narrow.

However, the direction of a hem spreads out toward the fluidized-bed section on either side, and a part of hem is given to the upper part of the air chambers 25 and 27 of a double-sided edge.

Therefore it blows up in response to an injection of air of the big mass velocity in this part.

And, the partial bed material of a hem is removed.

Therefore the layer of just overhead of an air chamber 26 is descended with dead weight.

The bed material from the fluidized bed accompanied by the rotational flow 36 is replenished by the upper part of this layer like [ below-mentioned ].

This is repeated.

As for the upper bed material of an air chamber 26, the part of a certain zone will become one.

The descent moving bed 35 which carries out the descent diffusion gradually is formed.

空気室 25, 27 上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜壁 29 に当たり反射転向して炉の中央に向きながら上昇旋回し、炉内断面の急増に伴い上昇速度を失い、前述の下降移動層 35 の頂部に移動し、徐々に下降し、裾に至って再び吹き上げられて循環する。一部の流動媒体は旋回流 36 として流動層の中で旋回循環する。

このような状態の燃焼炉内に、燃焼物投入口 34 から投入された燃焼物は下降移動層 35 の頂部に降下する。頂部付近においては流動媒体の流れは外側から中心に向かって集中する方向に流れるので、燃焼物はこの流れに巻き込まれて下降移動層 35 の頂部にもぐり込まれる。従って、紙の如き軽いものでも確実に下降移動層 35 の中に取り込まれるので従来の流動層における如く、紙が砂上で燃焼して流動媒体の加熱に大きく貢献することなく燃焼するようなことを防ぎ、確実に下降移動層 35 及び旋回流動層 36 の中で燃焼して流動媒体の加熱を効果的に行なうことができる。

下降移動層 35 の中では部分的に熱分解が行なわれ可燃ガスが発生する。本例においては発生した可燃ガスは流動媒体の沈降・拡散に伴って水平方向に拡散し、流動層内部にて燃焼するので、その熱は流動媒体の加熱に有効に役立つ。

下降移動層 35 の表面にびん、金属塊などの如き重くかつ大きな物体が供給されたとしても、これらの物体は瞬時に空気室

The bed material moved an air chamber 25 and on 27 is blown up upwards.

However, a reflective turn is carried out in the inclined wall 29, and a climbing turn is carried out to the center of a furnace with a direction. A climbing speed is lost in connection with the flush of a cross section in the furnace, and it moves to the top part of the above-mentioned descent moving bed 35.

It descends gradually.

Very, a hem blows up again and it circulates at it.

The rotary circulation of the partial bed material is carried out as a rotational flow 36 in a fluidized bed.

The burning material supplied from the burning-material insertion opening 34 in the combustion furnace of such condition is descended to the top part of the descent moving bed 35.

In close to a top part, it flows in the direction concentrated toward a center from an outer side in the flow of a bed material.

Therefore a burning material is engulfed in this flow and it goes to the top part of the descent moving bed 35 under it.

Accordingly, what light like paper is reliably received in the descent moving bed 35. It protects so that it may combust without paper's combusting on sand and contributing to a heating of a bed material greatly like the conventional fluidized bed. It combusts reliably in the descent moving bed 35 and the rotary fluidized bed 36, and a bed material can be heated effectively.

Heat decomposition are performed partially and a combustible gas generates in the descent moving bed 35.

The combustible gas which generated in this example is horizontally diffused in connection with a sedimentation \* diffusion of a bed material.

It combusts inside a fluidized bed.

Therefore the heat is effectively useful to a heating of a bed material.

These objects also as heavy and big objects, such as a bottle and a metal boundary,

26 の上まで落下することなく、下降移動層 35 に支えられて、流動媒体に流れと共に不燃物排出口 24 に向って徐々に下降する。

そのため、可燃物はかなりの大きさのものでも、下降移動層 35 の中で徐々に下降しているうちに乾燥、ガス化、燃焼が行なわれ、裾に達するときには大半が燃焼して細片化しているので、流動層の形成を阻害することがない。

従って、燃焼物は予め破砕機で破砕をしなくとも、燃焼物供給装置 23 で破袋する程度で差支えなく、破砕機や破砕工程を省略しコンパクトな装置とすることができる。

また、下降移動層 35 に投入された燃焼物は速やかに流動媒体中に拡散するので燃焼効率が增大する。

燃焼物供給装置 23 を通過して供給された中寸法の不燃物は、先ず下降移動層 35 の中を下降横移動するが、この際不燃物に付着したり、一体に組まれている可燃物（例えば電線の被覆など）は燃焼してしまう。裾に達した不燃物は流動媒体の横移動と空気分散板 22 の傾斜によって不燃物排出口 24 に達し、垂直路 37 に排出される。

ついでコンベヤ 38 によって図示されていないが振動篩に選ばれ、流動媒体が分離される。

前記第 1 図及び第 2 図に示す旋回流型流動床式燃焼炉においては、流動媒体は通常径 1mm 程度の粒状固体であり、ごみ等

supplying the surface of the descent moving bed 35 are supported to the descent moving bed 35, without falling on an air chamber 26 instantly.

It descends gradually toward the nonflammable discharge port 24 with a flow to a bed material.

Accordingly, while flammables are descending what of a size remarkable gradually in the descent moving bed 35, drying, a gasification, and combustion are performed. When arriving at a hem, most has combusted and fragment-ized.

Therefore a formation of a fluidized bed is not inhibited.

Accordingly, a burning material cannot interfere by the grade which carries out a torn bag by the burning-material supply apparatus 23 even if it does not crush with a crusher beforehand, can omit a crusher and a crushing process, and can be taken as a compact device.

Moreover, since the burning material supplied to the descent moving bed 35 is quickly diffused in a bed material, a combustion efficiency increases.

The nonflammable of the inside dimension supplied by passing the burning-material supply apparatus 23 carries out the descent horizontal movement of the inside of the descent moving bed 35 first.

However, it will attach to a nonflammable in this case, and the flammables (for example, coating of a wire etc.) constructed integrally will combust.

The nonflammable given to the hem is given to the nonflammable discharge port 24 by the inclined of a horizontal movement and the air distributor 22 of a bed material.

The vertical path 37 ejects.

Subsequently although not illustrated by the conveyor 38, it is chosen as a vibrating screen and a bed material is partitioned.

In the rotational-flow fluidized-bed combustion furnace shown in above-mentioning a figure 1 and, and Figure 2, a bed material is a granular solid of about 1 mm of diameters

の焼却の場合には媒体温度 600～800℃、排ガスの温度 750～950℃の温度で運転される。

そして、排ガスはガス冷却室や空気予熱器で約 300℃まで冷却し、除塵した後煙突から放出されるか、或いは燃焼排ガス排出口の後流側に設けられた廃熱ボイラ、又はフリーボード部 21, 41 に挿入された U 型チューブの温水発生器等で熱を回収した後、更に熱を回収し又は冷却しそして除塵して煙突から放出されている。

また、燃焼物の発熱量が大きい場合には流動媒体が所定の温度以上に、例えば 800℃以上に加熱される場合、燃焼物にアルカリ金属化合物等が含まれていると流動媒体が焼結して運転不能となるおそれがあるため、流動媒体に水を散布して流動媒体の温度を所定の温度に下げることが行なわれている。

そこで、このような場合、流動媒体中に伝熱管を挿入することにより流動媒体の保有する熱量を回収することも考えられるが、流動層中に多数の伝熱管を挿入すると、不燃物等により流動が妨げられることとなる外、流動媒体による伝熱管の摩耗、或いは層内の熱回収が不要の場合にも、伝熱管の保護のために熱回収せざるを得ないので、融通がきかず實際上各種の問題があった。

一方従来の、流動床ボイラには、伝熱部の配置と、流動層よ

usually.

In incineration, such as refuse, it is the medium temperature of 600-800 degree C. It is operated at temperature of a waste-gas temperature of 750-950 degree C.

And, after cooling and carrying out the cleaner of the waste gas to about 300 degree C with a gas-cooling-method chamber or an air preheater, it is discharged from a chimney. Or heat was recovered by the warm-water generator of the waste heat boiler provided to the back-wash side of the combustion exhaust gas discharge port, or U tube inserted in the freeboard sections 21 and 41 etc. After that, heat is recovered further or it cools. And a cleaner is carried out and it discharges from the chimney.

Moreover, when the heating value of a burning material is large, and when a bed material is heated more than at predetermined temperature, for example, 800 degree C or more, a bed material sinters if the alkali metal compound etc. is contained in the burning material, and there is a possibility that operating may become impossible. Accordingly, dispersing water to a bed material and lowering the temperature of a bed material to predetermined temperature is performed.

Then, in such a case, recovering the quantity of heat which a bed material retains is also considered by inserting a heat exchanger tube into a bed material.

However, a flow will be barred by the nonflammable etc. if many heat exchanger tube is inserted into a fluidized bed. When abrasion of the heat exchanger tube by the bed material or the heat recovery in a layer is unnecessary, heat recovery cannot but be carried out for protection of a heat exchanger tube. Adaptivity did not hear but there was various problem in practice.

On the other hand, there are 2 types as follows in the conventional fluidized-bed boiler by the difference of considering a arrangement of a heat-transfer section, and combustion of the fine unburnt matter which jumped out from



り飛び出した細かい未燃分の燃焼を考慮することの違いにより、次の2通りの型がある。

(1) 非循環流動床ボイラ (従来形流動床ボイラ又はバブリング式ボイラともいう)

(2) 循環流動床ボイラ

非循環式は流動層中に伝熱管を配し、高温で燃焼中の燃料並びに流動媒体の物理的接触により高い伝熱効率による効率の良い熱交換を行うのに対し、循環型は細かい未燃分やアッシュあるいは流動媒体の一部 (循環ソリッド) を燃焼ガスの流れに乗せて、コンバスタとは独立して配置されている熱交換部に導き、未燃分の燃焼を継続させると共に、熱交換の終わった循環ソリッドをガスの一部と共にコンバスタに戻す方式で、燃焼ガスの一部並びに循環ソリッドが循環するのでこの名称がつけられている。

(3) 内部循環型流動床ボイラ

内部循環型流動床ボイラにおいて、炉壁部から突出せしめた流動媒体の循環を助けるそらせ構造体と炉壁間に非流動化熱回収室を設けた流動層燃焼装置が英国特許第 1604314 号明細書に開示されている。しかしながら該明細書に記載された流動層燃焼装置における熱回収室から流動層燃焼室への流動媒体の移送は、熱回収室下部の燃料供給室から供給される燃料と混合して或いは単独に熱回収室下部の供給スクリュウの作動により行われるものである。

流動床ボイラでは、その燃焼

the fluidized bed.

(1) Non-circulating fluidized-bed boiler (called the conventional fluidized-bed boiler or a bubbling formula boiler)

(2) Circulation fluidized-bed boiler

Non-circulation type distributes a heat exchanger tube in a fluidized bed.

The fuel under combustion and a physical contact of a bed material perform the heat exchange with the sufficient efficiency by the high efficiency of heat transfer at high temperature. A circulation type puts a part of fine unburnt matter, ash, or bed material (circulation solid) on the flow of a combustion gas. While it guides to the heat exchange section arranged independently and combustion of a unburnt matter is made to continue with a combustor, the circulation solid which heat exchange finished is returned to a combustor with a part of gas. It is an above-mentioned system. Since the one part and the circulation solid of a combustion gas circulate, this name is attached.

(3) Internal circulation type fluidized-bed boiler

In an internal circulation type fluidized-bed boiler, the fluidized-bed-combustion device which provided the non-fluidizing heat recovery chamber between the bent backward structure which helps a circulation of the bed material made to protrude from a furnace-wall section and the furnace wall is disclosed by the British-patent specification of No. 1604314.

However, it mixes with the fuel supplied from the fuel-supply chamber of the heat-recovery-chamber lower part, or a transfer of the bed material from the heat recovery chamber in the fluidized-bed-combustion device described by this specification to a fluidized-bed-combustion chamber is independently performed by operating of the supply screw of the heat-recovery-chamber lower part.

In a fluidized-bed boiler, the fuel of the characteristic that width is extremely large can

方式の特性上極めて巾の広い性質の燃料を燃焼させることができるが、一方では短所も指摘されはじめています。バブリングタイプ短所としては負荷特性、燃料供給システムの複雑さ、脱硫のための多量の石灰石が必要であること、層内伝熱管の摩耗等が指摘され、それら固有の問題点を解決するものとして循環型が注目されているが、燃焼炉、サイクロンを含む循環系の温度を適正な値に保つには、今後さらに技術開発要素が残されており、またスケールアップや冷缶起動時間にも問題があるとされている。

#### 【発明の開示】

本発明者らは、上記問題点を解決すべく種々検討していたところ、前記旋回流型流動床式燃焼炉において、傾斜壁の代りに空気分散板端部上方で、且つ炉壁の内側に傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁背面と炉壁との間、あるいは2つの傾斜仕切壁背面間（第14図参照）に、その上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめた熱回収室を設け、かつ熱回収室に加熱媒体を通じた伝熱管を挿入すると共に熱回収室下部で傾斜仕切壁の背面に沿って熱回収室散気装置を設けて、前記仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込んだ加熱された流動媒体を、前記散気装置から導入される散気風量を0~3Gmf 好ましくは0~2Gmfの範囲内で制御し、該加熱された流動媒体の固定層ないしは沈

be burnt on the characteristic of the combustion system.

However, in one side, it is being begun to also point out demerit.

As bubbling type demerit, a load characteristic, complexity of a fuel-supply system, a lot of limestone for a desulfurization is required. Abrasion of the heat exchanger tube in a layer etc. is pointed out. The circulation type attracts attention as that which solves these intrinsic problems.

However, in order to maintain the temperature of the circulatory system including a combustion furnace and a cyclone separator at appropriate value, the technological-development element furthermore future is remaining.

Moreover it should be supposed that a problem is also in scale-up or cool can starting time.

#### 【An indication of invention】

The present inventors was doing various examination that an above problem should be solved. In an above-mentioned rotational-flow type fluidized-bed combustion furnace, it is the air-distributor end-section upper part instead of an inclined wall, and an inclined partition wall is provided inside a furnace wall, and a fluidized-bed primary combustion chamber is comprised. The heat recovery chamber which made the upper part and the lower part connect between this inclined partition-wall back and a furnace wall or between the two inclined partition-wall backs (to refer the 14th figure) at a fluidized-bed primary combustion chamber is provided. And while inserting the heat exchanger tube which passed the heating medium to the heat recovery chamber, a heat-recovery-chamber diffuser is provided along the back of an inclined partition wall in the heat-recovery-chamber lower part. The aeration air quantity introduced from an above-mentioned diffuser in the heated bed material which exceeded the upper part of an above-mentioned partition wall, and entered into the heat recovery chamber is controlled within the range of 0-3Gmf, and preferably 0-2 Gmf. The fixed bed or the settling moving bed of

降する移動層を形成せしめ、該加熱された流動媒体の熱を前記伝熱管中を流れる加熱媒体により回収することにより、伝熱管の摩耗が少ない流動化域にて、流動床主燃焼室内の熱を有効に回収しつつ、かつ流動床主燃焼室の温度を容易にコントロールしうることを見出した。

そして、本発明者等は、上記傾斜仕切壁により熱回収室を設けた旋回流型流動床式燃焼炉、およびその熱回収ならびに燃料供給量の制御方法について更に研究を重ねた結果、前記傾斜仕切壁を水平に対し 10 度ないし 60 度、好ましくは 25 度ないし 45 度に傾斜させると共に、傾斜仕切壁の炉底への水平方向投影長さを当該炉底部水平長さの  $1/6$  ないし  $1/2$  の長さ、好ましくは  $1/4$  ないし  $1/2$  の長さに形成することにより流動床主燃焼室における加熱された流動媒体の良好な旋回流型流動床を形成しうると共に加熱された流動媒体の熱回収室への必要流入量を十分に行ないうることを、ならびに熱回収室からの熱回収量を前記伝熱管に通された加熱媒体の熱量、例えば蒸気の流量、圧力、温度または温水等の温度等を、回収熱利用者側からの要求例えば蒸気圧力・蒸気温度の変化に応じて熱回収室散気装置から噴出せしめる空気量を制御することによって制御すると共に、回収熱利用者側からの要求または流動床主燃焼室の温度に基いて該燃焼室への燃料供給量を制御することにより熱回収室の沈降循環量を制御し回収熱利

the heated this bed material is made to form. The heat of the heated this bed material is recovered by the heating medium which flows in the inside of an above-mentioned heat exchanger tube. In the fluidization region where abrasion of a heat exchanger tube is few, the temperature of a fluidized-bed primary combustion chamber is controlled easily, recovering effectively the heat in a fluidized-bed primary combustion chamber. Above was found out.

And, these inventors put research further about the control method of the rotational-flow fluidized-bed combustion furnace which provided the heat recovery chamber by the above inclined partition wall, its heat recovery, and the fuel amount of supply.

As a result, the above-mentioned inclined partition wall is inclined to horizontal plane 10 degrees - 60 degrees, and preferably 45 degrees - 25 degrees.

The horizontal projection length to the furnace bottom of an inclined partition wall is formed on the length of  $1/2$  -  $1/6$ , and preferably the length of  $1/2$  -  $1/4$  of furnace-bottom section horizontal length.

The satisfactory rotational-flow fluidized bed of the heated bed material in a fluidized-bed primary combustion chamber can be formed. Also the required inflow to the heat recovery chamber of the heated bed material is performed sufficiently. And the quantity of heat of the heating medium passed through by the above-mentioned heat exchanger tube in the amount of heat recovery from a heat-recovery chamber, For example, the air capacity which makes temperature, such as a steamy rate of flow, a pressure, temperature, or warm water, etc. blow off from a heat-recovery-chamber diffuser depending on the request from a recovery heat user side, for example, change of a steam-pressure force \* steam temperature, is controlled. While controlling thereby, based on the temperature of the request or the fluidized-bed primary combustion chamber from a recovery heat user side, the fuel amount of supply to this combustion chamber is controlled.

用者側の要求に十分に応じられるばかりでなく、流動床主燃焼室内の温度変化巾を、小さな範囲内に押える運転が可能であることを見だし、本発明をなすに至った。

即ち、本発明は、

(1) 炉底部には、上方に向けて少なくとも一側が他側より大きい質量速度で流動化用空気を噴出させる空気分散板を備えると共に、質量速度の大きい空気噴出部上方に該部分から噴出する流動化用空気の上向流をさえぎり、且つ該流動化用空気を質量速度の小さい空気噴出部上方に向けて反射転向せしめる傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁と炉壁との間、あるいは2つの傾斜仕切壁間に熱回収室を形成せしめ、熱回収室内には受熱流体を通じた伝熱面を配備すると共に、熱回収室内の下部で傾斜仕切壁の背面側には熱回収室散気装置を設け、該熱回収室はその上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめられた内部循環型流動床ボイラであって、前記傾斜仕切壁は水平に対し10度ないし60度に傾斜させ、その水平方向投影長さを当該炉底部水平長さの1/6ないし1/2の長さに形成し、前記空気分散板からの噴出空気量を制御して質量速度の小さい空気噴出部上方には流動媒体が沈降拡散する移動層を形成し、質量速度の大きい空気噴出部上方においては流動媒体が活発に流動化し前記移動層上部に向って旋回せしめることにより旋回流動床を形成せ

The sedimentation circulating load of a heat recovery chamber is controlled, and it responds to the request by the side of a recovery heat user sufficiently thereby.

Also the operating which presses down the temperature-change width in a fluidized-bed primary combustion chamber within small range is possible. Above was found out and it arrived in this invention.

That is, this invention,

(1) A furnace-bottom section is equipped with the air distributor to which at least 1 side makes the fluidization air blow off from another side with the large mass velocity toward the upper part.

Also the upper head flow of the fluidization air ejected from this part to the air jet section upper part where the mass velocity is large is intercepted. And the inclined partition wall which this fluidization air is turned to the air jet section upper part where the mass velocity is small, and carries out a reflective turn is provided, and a fluidized-bed primary combustion chamber is comprised.

A heat recovery chamber is made to form between this inclined partition wall and a furnace wall or between two inclined partition walls. The generating surface which passed the incoming-radiation fluid in the heat recovery chamber is arranged.

A heat-recovery-chamber diffuser is also provided to the back side of an inclined partition wall in the lower part in a heat recovery chamber. This heat recovery chamber is the internal circulation fluidized-bed boiler which you were made to connect in the upper part and the lower part by the fluidized-bed primary combustion chamber, comprised such that an above-mentioned inclined partition wall is inclined 60 degrees - 10 degrees to horizontal plane.

The horizontal projection length is formed on the length of 1/2 - 1/6 of furnace-bottom section horizontal length.

The jet air capacity from an above-mentioned air distributor is controlled, and the moving bed

しめると共に、流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込むようにし、前記熱回収室散気装置から噴出する散気風量を制御して熱回収室内の流動媒体を移動層の状態で沈降循環させるようにしたことを特徴とする内部循環型流動床ボイラ。

ならびに

(2) 炉底部には、上方に向けて少なくとも一側が他側より大きい質量速度で流動化用空気を噴出させる空気分散板を備えると共に、質量速度の大きい空気噴出部上方に該部分から噴出する流動化用空気の上向流をさえぎり、且つ該流動化用空気を質量速度の小さい空気噴出部上方に向けて反射転向せしめる傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁と炉壁との間、ならびに2つの傾斜仕切壁背面間に熱回収室を形成せしめ、熱回収室内には受熱流体を通じた伝熱面を配備すると共に、熱回収室内の下部で傾斜仕切壁の背面側に熱回収室散気装置を設け、該熱回収室はその上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめられた内部循環型流動床ボイラであって、

in a bed material carries out a sedimentation diffusion is formed on the air jet section upper part where the mass velocity is small.

The rotary fluidized bed is made to form by a bed material's fluidizing actively in the air jet section upper part where the mass velocity is large, and making it rotate toward the above-mentioned moving-bed upper part.

A part of bed material exceeds the upper part of an above-mentioned inclined partition wall, and it is made to enter into a heat recovery chamber.

The aeration air quantity ejected from an above-mentioned heat-recovery-chamber diffuser is controlled, and it was made to carry out the sedimentation circulation of the bed material in a heat recovery chamber in the state of the moving bed.

The internal circulation fluidized-bed boiler characterized by the above-mentioned.

Also

(2) A furnace-bottom section is equipped with the air distributor to which at least 1 side makes the fluidization air blow off from another side with the large mass velocity toward the upper part.

Also the upper head flow of the fluidization air ejected from this part to the air jet section upper part where the mass velocity is large is intercepted. And the inclined partition wall which this fluidization air is turned to the air jet section upper part where the mass velocity is small, and carries out a reflective turn is provided, and a fluidized-bed primary combustion chamber is comprised.

A heat recovery chamber is made to form between this inclined partition wall and a furnace wall and between the two inclined partition-wall backs. The generating surface which passed the incoming-radiation fluid in the heat recovery chamber is arranged.

A heat-recovery-chamber diffuser is provided to the back side of an inclined partition wall in the lower part in a heat recovery chamber. It was made to connect this heat recovery chamber in the upper part and the lower part by

前記空気分散板からの噴出空気を制御して質量速度の小さい空気噴出部上方には流動媒体が沈降拡散する移動層を形成し、質量速度の大きい空気噴出部上方においては流動媒体が活発に流動化し前記移動層上部に向って旋回せしめることにより旋回流動層を形成せしめると共に、流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込むようにし、前記熱回収室散気装置から散気空気を噴出せしめて熱回収室内の流動媒体を移動層の状態で沈降循環させるようにするとともに、熱回収室からの回収熱量を、発生蒸気・温水等の回収熱の利用側からの要求に応じて熱回収室散気装置から噴出するガス量を制御することによって制御し、かつ、流動床主燃焼室の温度に基いて該燃焼室への燃料供給量を制御することを特徴とする内部循環型流動床ボイラの制御方法。

#### 【図面の簡単な説明】

第1図および第2図は従来の旋回流型流動床式燃焼炉を説明するための断面図、第3図は本発明の原理を説明する概念図、第4図は本発明の概略の構成を説明するための内部循環型流動床ボイラの断面図、第5図は流動床主燃焼室における傾斜仕切

the fluidized-bed primary combustion chamber. It is an internal circulation fluidized-bed boiler, comprised such that the jet air capacity from an above-mentioned air distributor is controlled, and the moving bed in a bed material carries out a sedimentation diffusion is formed on the air jet section upper part where the mass velocity is small.

The rotary fluidized bed is made to form by a bed material's fluidizing actively in the air jet section upper part where the mass velocity is large, and making it rotate toward the above-mentioned moving-bed upper part.

A part of bed material exceeds the upper part of an above-mentioned inclined partition wall, and it is made to enter into a heat recovery chamber.

Aeration air is made to blow off from an above-mentioned heat-recovery-chamber diffuser, and it is made to carry out the sedimentation circulation of the bed material in a heat recovery chamber in the state of a moving bed.

It controls by controlling gas quantity which ejects the recovery quantity of heat from a heat recovery chamber from a heat-recovery-chamber diffuser depending on the request from the utilization side of recovery heat, such as generation vapor \* warm water.

And, based on the temperature of a fluidized-bed primary combustion chamber, the fuel amount of supply to this combustion chamber is controlled.

The control method of the internal circulation fluidized-bed boiler characterized by the above-mentioned.

#### [BRIEF EXPLANATION OF DRAWINGS]

Figure 1 and Figure 2 are sectional drawings for demonstrating the conventional rotational-flow fluidized-bed combustion furnace. Figure 3 is a conceptual diagram explaining the principle of this invention. Figure 4 is a sectional drawing of the internal circulation fluidized-bed boiler for demonstrating the constitution of the outline of this invention. Figure 5 is a figure showing the relationship of the flow air capacity (Gmf) of the

壁下部の流動空気量 (Gmf) と流動媒体循環量の関係を示す図、第 6 図は熱回収室散気風量 (Gmf) と熱回収室の下降移動層沈降速度の関係を示す図、第 7 図は、従来のバブリング式ボイラにおける流動化質量速度 (Gmf) と総括熱伝達係数の関係を示す図、第 8 図は本発明による内部循環型流動床ボイラにおける熱回収室散気風量 (Gmf) と総括熱伝達係数の関係を示す図、第 9 図は流動化質量速度と伝熱管の摩耗速度、の関係を示す図、第 10 図、第 11 図は蒸気流量がステップ変化した場合、これに応じて熱回収室散気風量を制御しない場合とした場合における燃料供給量、蒸気圧力、流動床温度の経時変化を示す図、第 12 図は蒸気流量をランプ変化した場合の同様の経時変化を示す図、第 13 図、第 14 図は本発明の他の実施例を説明するための内部循環型流動床ボイラの断面図、第 15 図は本発明の他の実施例を説明するための、特に小型ボイラ向けの内部循環型流動床ボイラの側面断面図、第 16 図は第 15 図の実施例において、矢印 A-A で切った平面断面図であり、特に丸型のパッケージボイラに適用した場合の内部循環型流動床ボイラの平面断面図を示す図、第 17 図～第 19 図は、炉底部水平長さ L と傾斜仕切壁の水平方向投影長さ l の関係による流動床主燃焼室の流動パターンを示した図である。

以下、図面に基いて本発明を詳しく説明する。

inclined partition-wall lower part, and a bed-material circulating load in a fluidized-bed primary combustion chamber.

Figure 6 is a figure showing the relationship of a heat-recovery-chamber aeration air quantity (Gmf) and the descent moving-bed settling velocity of a heat recovery chamber. Figure 7 is a figure showing the relationship of the fluidization mass velocity (Gmf) and a generalization coefficient of heat-transfer in the conventional bubbling formula boiler. Figure 8 is a figure showing the relationship of a heat-recovery-chamber aeration air quantity (Gmf) and a generalization coefficient of heat-transfer in an internal circulation fluidized-bed boiler by this invention. Figure 9 is the fluidization mass velocity, the wear rate of a heat exchanger tube, and a figure showing these relationships. Figure 10 and Figure 11 are figures showing the variation in time course of the fuel amount of supply at the time of carrying out when a vapor rate of flow carries out a step change and a heat-recovery-chamber aeration air quantity is not controlled depending on this, steam-pressure force, and fluidized-bed temperature. Figure 12 is the figure showing the similar variation in time course at the time of carrying out the lamp change of the vapor rate of flow, Figure 13 and Figure 14 are sectional drawings of the internal circulation fluidized-bed boiler for demonstrating the other Example of this invention. Figure 15 is a side-face sectional drawing of the internal circulation fluidized-bed boiler of especially small boilers for demonstrating the other Example of this invention. Figure 16 is a flat-surface sectional drawing turned off by arrow-head A-A in the Example of Figure 15.

The figure showing the flat-surface sectional drawing of the internal circulation fluidized-bed boiler at the time of applying to a circle type package boiler especially, Figure 17 - 19 is figures having shown the flow pattern of the fluidized-bed primary combustion chamber by the relationship of horizontal projection length l of furnace-bottom section horizontal length L and an inclined partition wall.

第 3 図において、炉 51 内底部にはブロワ 57 により流動化用空気導入管 53 から導入される流動化用空気分散板 52 が備えられ、この分散板 52 は両側縁部が中央部より低く、炉 51 の中心線に対してほぼ対称的な山形断面状（屋根状）に形成されている。そして、ブロワ 57 から送られる流動化用空気は、空気室 54, 55, 56 を経て空気分散板 52 から上方に噴出せしめられるようになっており、両側縁部の空気室 54, 56 から噴出する流動化空気の質量速度は、炉 51 内の流動媒体の流動層を形成するのに十分な速度とするが、中央部の空気室 55 から噴出する流動化用空気の質量速度は従来例の説明において説明したのと同様に前者よりも小さく選ばれている。

両側縁部の空気室 54, 56 の上部には、流動化用空気の上向き流路をさえぎり、空気室 54, 56 から噴出される流動化用空気を炉 51 内中央に向けて反射転向させる反射壁として、傾斜仕切壁 58 が設けられ、この傾斜仕切壁 58 と噴出する流動化用空気の質量速度の差により図面中矢印で示す方向の旋回流が生ずる。一方この傾斜仕切壁 58 の背面と炉壁間に熱回収室 59 が形成され、運転中に流動媒体の一部が傾斜仕切壁 58 の上部を越えて熱回収室 59 に入り込むように構成されている。

本発明においては、この傾斜仕切壁の傾斜部分は、水平に対して 10 度ないし 60 度、好まし

Hereafter, based on a drawing, this invention is demonstrated in detail.

In Figure 3, the bottom part in a furnace 51 is equipped with the fluidization-air distributor 52 introduced by the blower 57 from the fluidization-air introduction tube 53. This distributor 52 has a double-sided edge lower than a center section. It forms in the shape of almost symmetrical angle section (the shape of a roof) with respect to the centerline of a furnace 51.

And, the fluidization air sent from a blower 57 blows off from an air distributor 52 to the upper part through air chambers 54, 55, and 56. Let the mass velocity of fluidization air ejected from the air chambers 54 and 56 of a double-sided edge be sufficient velocity to form the fluidized bed of the bed material in a furnace 51.

however, the mass velocity of the fluidization air ejected from the air chamber 55 of a center section is chosen smaller than the former as having demonstrated explanation of a prior art example.

The inclined partition wall 58 is provided to the upper part of the air chambers 54 and 56 of a double-sided edge as a reflective wall which intercepts the upward flow path of the fluidization air and makes the fluidization air which blows off from air chambers 54 and 56 reflective-turn toward the center in furnace 51. The rotational flow of the direction shown by the arrow head in the drawing according to the difference of the mass velocity of the fluidization air ejected with this inclined partition wall 58 is generated.

On the other hand, a heat recovery chamber 59 is formed between the back of this inclined partition wall 58, and a furnace wall. It is comprised so that a part of bed material may exceed the upper part of the inclined partition wall 58 and it may enter into a heat recovery chamber 59 while operating.

In this invention, the sloping part of this inclined partition wall is provided inclined 10 degrees - 60 degrees, and preferably 45 degrees - 25



くは 25 度ないし 45 度傾斜させて設けると共に、その炉底に対する水平方向投影長さ  $l$  を当該炉底部水平長さ  $L$  の  $1/6$  ないし  $1/2$  の長さ、好ましくは  $1/4$  ないし  $1/2$  の長さに形成される。

この傾斜仕切の水平に対する角度及び水平方向投影長さは何れも流動床主燃焼室における流動媒体の流動状態ならびに熱回収室に入り込む粒子の量に影響を与える。なお、 $L$  と  $l$  の意義、及び流動媒体の流れの様子のみを記載した図面を第 17 図に示す。

一方傾斜部分の角度が水平に対し 10 度より小さくてもあるいは 60 度より大きくても良好な旋回流が形成されず燃料の燃焼状態が悪くなる。この角度は 25 度ないし 45 度が好ましく、特に約 35 度の角度で設置するのが好ましい。

また傾斜仕切壁の炉底に対する水平方向投影長さ  $l$  が当該炉底部の長さ  $L$  の  $1/2$  より大きい場合第 18 図に示すように傾斜仕切壁により反射転向させられた流動媒体の炉中心部への落下量が少なく、炉中心部の移動層の形成状態が悪くなり、炉中心部に投下される燃料の沈降・拡散状態が悪くなる。

一方、第 19 図に示すように、傾斜仕切壁の炉底に対する投影長さ  $l$  が炉底部水平長さ  $L$  の  $1/6$  より小さい場合も燃焼室における流動媒体の旋回流の形成、特に炉中心部における移動層の形成状態が悪化し、前と同様燃料の呑み込み拡散効果が悪

degrees, to a horizontal plane.

Horizontal projection length  $l$  opposing to the furnace bottom is formed on the length of  $1/2 - 1/6$ , and preferably the length of  $1/2 - 1/4$  of furnace-bottom section horizontal length  $L$ .

The angle and the horizontal projection length of this inclined partition which receive horizontally all affect the fluid state of the bed material in a fluidized-bed primary combustion chamber, and the amount of a particle which enters into a heat recovery chamber.

In addition, the drawing which described only the mode of the meaning of  $L$  and  $l$  and the flow of a bed material is shown in Figure 17.

Whether the angle of a sloping part receives horizontally, and is smaller than 10 degrees or is larger than 60 degrees, on the other hand, the satisfactory rotational flow is not formed but the combustion condition of a fuel becomes bad.

This angle has 45 desirable degrees - 25 degrees. It is desirable to install especially at about angle of 35 degrees.

Moreover when horizontal projection length  $l$  opposing to the furnace bottom of an inclined partition wall is larger than  $1/2$  of length  $L$  of a furnace-bottom section, the amount of falls to furnace center part of the bed material which carried out the reflective turn as for the inclined partition wall as shown in Figure 18 is few. The formation condition of the moving bed of furnace center part becomes bad.

The sedimentation \* diffusion condition of the fuel dropped by furnace center part becomes bad.

On the other hand, as shown in Figure 19, when projection length  $l$  opposing to the furnace bottom of an inclined partition wall is smaller than  $1/6$  of furnace-bottom section horizontal length  $L$ , a formation of the rotational flow of the bed material in a combustion chamber, especially the formation condition of the moving bed in furnace center part get worse. The swallowing diffusion effect of a fuel becomes bad like a front. Also the reversal flow of the bed material to a heat recovery chamber becomes inadequate.

くなるとともに熱回収室への流動媒体の反転流も不十分となる。

つぎに、熱回収室 59 の下部で、傾斜仕切壁 58 の背面側にはブロワ 60 から導入管 61 を経て空気等のガスを導入する熱回収室散気装置 62 が設けられ、熱回収室 59 の該散気装置 62 を設置した近傍には開口部 63 が設けられ、熱回収室 59 に入り込んだ流動媒体は、運転状態によって連続的又は断続的に移動層を形成しつつ沈降し、開口部 63 から燃焼部へ循環する。

第 4 図は第 3 図の原理に基づいた実施例を示すものである。

熱回収室における流動媒体の沈降循環量は熱回収室散気風量、燃焼部の流動化用空気風量によって制御される。すなわち、流動媒体が熱回収室 59 に入り込む量  $G_1$  は第 5 図に示すように燃焼部を流動させるために空気分散板 52 から噴出する流動化用空気、特に端部の空気室 54, 56 から噴出する流動化用空気の量を増やすと、増加する。また、第 6 図に示すように熱回収室散気風量を 0~1Gmf の範囲で変化させると、熱回収室内を沈降する流動媒体量は、ほぼ比例して変化し、熱回収室散気風量が 1Gmf 以上の場合にはほぼ一定となる。この一定となる流動媒体量は熱回収室に入り込む流動媒体量  $G_1$  にほぼ等しく熱回収室内を沈降する流動媒体量は  $G_1$  に応じた量となる。この両風量を調節することにより熱回収室 59 内を沈降する流動媒

Next, the heat-recovery-chamber diffuser 62 which introduces gas, such as air, through the introductory tube 61 from a blower 60 is provided to the back side of the inclined partition wall 58 in the lower part of a heat recovery chamber 59. A opening 63 is provided to the vicinity which installed this diffuser 62 of a heat recovery chamber 59. The bed material which entered into the heat recovery chamber 59 settles, forming a moving bed continuously or intermittently according to operating condition. It circulates from a opening 63 to a combustion section.

Figure 4 shows the Example based on the principle of Figure 3.

The sedimentation circulating load of the bed material in a heat recovery chamber is controlled by the heat-recovery-chamber aeration air quantity and the fluidization-air air quantity of a combustion section.

That is, the amount  $G_1$  to which a bed material enters into a heat recovery chamber 59 is increased, when the amount of the fluidization air ejected from an air distributor 52, especially the fluidization air ejected from the air chambers 54 and 56 of an end section is increased in order to make a combustion section flow as shown in Figure 5.

Moreover, if a heat-recovery-chamber aeration air quantity is varied in the range of 0-1Gmf as shown in Figure 6, the amount of bed materials which settles the inside of a heat recovery chamber will change proportionally almost. It becomes almost fixed when a heat-recovery-chamber aeration air quantity is 1 or more Gmves.

This amount of bed materials that becomes fixed is almost equal to the amount  $G_1$  of bed materials which enters into a heat recovery chamber. The amount of bed materials which settles the inside of a heat recovery chamber turns into an amount depending on  $G_1$ .

The amount of sedimentation of the bed

体の沈降量は制御される。

0~1Gmf の固定層の範囲において流動媒体が沈降するのは、熱回収室と流動床主燃焼室との流動媒体の重量差（流動層高差）によるものであり、1Gmf 以上では流動媒体層高は移動層部が若干高いか、ほぼ同一となる。そして、この循環流を補佐するものが傾斜仕切壁による十分な流動媒体量の熱回収室への反転流である。

ここで、流動層高と流動媒体循環量（該反転流）の関係について詳しく説明する。

流動層表面が傾斜仕切壁上端より低い位置にある場合傾斜仕切壁に沿って下より上昇する空気流は傾斜仕切壁によって方向性を与えられ、傾斜仕切壁に沿って流動層より噴出し、それに伴ない流動媒体も方向性を与えられて噴出する。噴出した空気流は流動層内と異なり流路内に充填されていた流動媒体がなくなり流路断面が急激に広がるところから噴流も攪散し数 m/秒以下の流速のゆるやかな流れとなって上方に排気され、従って同伴されていた流動媒体は、その流速によって運ばれるには粒径が 1mm 前後と大きいため、重力や排ガスとの摩擦により運動エネルギーを失い落下する。

ところで、流動層表面が、傾斜仕切壁の上端より上にある場合には、仕切壁によって寄せ集められた流動化空気の一部は旋

material which settles the inside of a heat recovery chamber 59 is controlled by adjusting this both air quantity.

It is based on the weight difference (fluidized-bed quantity difference) of the bed material of a heat recovery chamber and a fluidized-bed primary combustion chamber that a bed material settles in the range of the fixed bed of 0-1Gmf.

When it is 1 or more Gmves, as for the bed-material layer height, the movement layer part is a little higher, or almost the same.

And, that which assists this circulation flow is the reversal style to the heat recovery chamber of sufficient amount of bed materials by the inclined partition wall.

Here, the relationship of fluidized-bed quantity and a bed-material circulating load (this reversal style) is demonstrated in detail.

When it is in the position with the fluidized-bed surface lower than an inclined partition-wall upper end, an inclined partition wall imparts orientation to the airflow which ascends along an inclined partition wall from the bottom. It blows off from a fluidized bed along an inclined partition wall.

In connection with it, it also imparts a bed material and it ejects orientation/polarity.

The bed material of the bottom airflow of an ejection with which it filled in the flow path unlike the inside of a fluidized bed is eliminated. Diffusion also of the jet stream is carried out from the place when a flow-path cross section widens abruptly. It becomes the loose flow of the flow velocity below several meters / second, and it exhausts upwards. Accordingly as for the accompanied bed material, in order for the flow velocity to progress, a particle size is as large as 1 mm order. Accordingly, a kinetic energy is lost according to the friction with gravity or a waste gas, and it falls.

When the fluidized-bed surface is above the upper end of an inclined partition wall by the way, a part of fluidization air which was able to be gathered up by the partition wall blows off along a reflective partition wall with orientation

回流型流動床炉同様に方向性を持って反射仕切壁に沿って吹き出すが、もう一部は気泡の破裂による突沸現象により花火のように反射仕切壁上端よりほぼ直上に沸出し全周囲に落下する。そのため流動媒体の一部は、傾斜仕切壁の背面、即ち熱回収室へ大量にはいりこむことになる。

即ち、反射仕切壁の上端より上にある程傾斜仕切壁による噴出流動媒体の方向性は真上方向に近くなる。そのため反射仕切壁の上端を少し越えた程度の場合が流動媒体の熱回収室へはいり込む量が大となる。

第5図に、流動床主燃焼室における傾斜仕切壁下部の流動空気量と熱回収室に循環される流動媒体循環量との関係を示す。

例えば L1 の状態で運転していて、流動媒体の摩耗により飛散して流動層高が下がると、流動媒体循環量は一気に、例えば  $1/10$  以下に少なくなり、必要な熱回収が行なえないという状態に陥る。そこで重要になってくるのが該流動空気量であり、4Gmf 以上好ましくは 6Gmf 以上であれば流動層高が変化しても、 $G1/G0$  は 1 以上となり必要十分量の流動媒体循環量が得られるわけである。

また、熱回収室底部の散気装置から噴出される空気の質量速度が 0~3Gmf、好ましくは 0~2Gmf とし、傾斜仕切壁下方の空気分散板から噴出する流動化用空気の質量速度が 4~20Gmf、好ましくは 6~12Gmf

like a rotational-flow fluidized-bed furnace.

However, another part blows off from a reflective partition-wall upper end to just overhead almost like fireworks according to the bumping phenomenon by burst of a bubble, and falls in a whole-circumference enclosure.

Accordingly a part of bed material goes into the back of an inclined partition wall, i.e., heat recovery chamber, in large quantities.

That is, orientation of the jet bed material by the inclined partition wall becomes near in the right above direction so that it is above the upper end of a reflective partition wall.

Accordingly the amount which the case of the grade exceeding a few upper ends of a reflective partition wall needs to the heat recovery chamber of a bed material serves as large.

The relationship of the flow air capacity of the inclined partition-wall lower part in a fluidized-bed primary combustion chamber and the bed-material circulating load which a heat recovery chamber circulates is shown in Figure 5.

For example, the operating is carried out in the condition of L1. If it disperses according to abrasion of a bed material and fluidized-bed quantity falls, a bed-material circulating load will decrease for example, in  $1/10$  or less, all at once.

It falls into the condition of saying required heat recovery not being performed.

Then this flow air capacity becomes important.

If it is preferably 6 or more Gmves, even when 4 or more Gmves of fluidized-bed quantities will change, one or more is  $G1/G0$ . The bed-material circulating load of required sufficient quantity is obtained.

Moreover, the mass velocity of air which blows off from the diffuser of a heat-recovery-chamber bottom part sets to 0-3Gmf, and preferably 0-2 Gmf. The mass velocity of the fluidization air ejected from the air distributor of an inclined partition-wall lower part sets to 4-20Gmf, and preferably 6-12 Gmf. In other words, the amount of return to a fluidized-bed primary

とすることにより、つまり、燃焼室側を熱回収室側より常に大きな値とすることにより、流動媒体の熱回収室から流動床主燃焼室への戻り量を十分に確保することができる。

また、熱回収室の移動層について補足すると、学術的な表現では 0~1Gmf が固定層であり、1Gmf 以上を流動層というが、安定な流動層を形成するためには最低 2Gmf 以上必要なことは一般に知られている。一方本発明による常時沈降移動している移動層 (moving bed) の場合には、1. 5~2Gmf 程度まではバブリングによる移動層の破壊を生じることなく、良好な沈降移動層を形成する。これは流動媒体粒子が振動するように沈降・移動しながら細かく動いているため、流動用空気が小さな気泡となって層上部へ均一に流れるからであると考えられる。

熱回収室 59 内には内部に受熱流体例えば蒸気・水等を通じた伝熱管 65 が配置され、熱回収室を下方に移動する流動媒体と熱交換を行なうことにより流動媒体から熱を回収するようになっている。熱回収部での伝熱係数は熱回収室散気風量を 0~2Gmf まで変化させると第 8 図に示すように大きく変化する。

ここで、熱回収室における移動層の形成による負荷応答特性等の特性を説明する。

一般的な総括熱伝達係数と流動化速度の関係を第 7 図に示す。流動化速度 0~1Gmf の間での総括熱伝達係数の増加はわずかで、1Gmf を越えた時点

combustion chamber is sufficiently securable from the heat recovery chamber of a bed material by making a combustion-chamber side into value always bigger than a heat-recovery-chamber side.

Moreover, if supplemented about the moving bed of a heat recovery chamber, in arts-and-sciences-expression, 0-1Gmf is a fixed bed.

1 or more Gmves are called fluidized bed.

However, in order to form a stable fluidized bed, minimum thing which needs 2 or more Gmves is known generally.

On the other hand, in the case of the moving bed (moving bed) which is always carrying out the sedimentation movement by this invention, a satisfactory sedimentation moving bed is formed, without generating a destruction of the moving bed by bubbling until about 1.5-2 Gmves.

This is moving finely, sedimentation \* moving so that a bed-material particle may oscillate. It is considered that it is because air for a flow serves as a small bubble and flows uniformly to the layer upper part.

The heat exchanger tube 65 which passed in the incoming-radiation fluid, for example, vapor \* water etc., in the inside in the heat recovery chamber 59 is arranged. Heat is recovered from a bed material by exchanging heat with the bed material which carries out the downward movement of the heat recovery chamber.

The heat transfer rate in a heat-recovery section will change greatly, as shown in Figure 8, if a heat-recovery-chamber aeration air quantity is varied to 0-2Gmf.

Here, characteristics, such as the load response characteristic by formation of the moving bed in a heat recovery chamber, are demonstrated.

The relationship of a general generalization coefficient of heat-transfer and fluidization velocity is shown in Figure 7.

The increases in a generalization coefficient of heat-transfer is small between fluidization velocity 0-1Gmves.

When exceeding 1Gmf, it increases abruptly.

Wing Panel Type is introduced as a turndown

で急激に増加する。本現象を利用した流動床ボイラのターンダウン法として、Wing Panel Type が紹介されているが (DOE Report, 6021 (2), 655~663 (1985))、流動化速度の変化による熱伝達係数は insensitive (固定層) or too sensitive (流動層) と紹介されている。

なお、外国での特許明細書によると、本技術と同じように燃焼室と熱回収室とを区分したものがいくつか見られるが、仕切の構成は全て垂直であり、熱回収室の流動媒体は固定層と流動層への変化であり、熱回収量小の時は固定層、熱回収量大の時は流動層となって下から上へ噴き上げる方法が主である。これは、垂直仕切りでは、傾斜仕切りのような反転流が生じにくいいため、燃焼室と熱回収室を共に流動状態 (水のような状態) にして両者の流動媒体を交流せざるを得ないことによる。

熱回収室移動層における総括熱伝達係数と熱回収室散気風量の関係を第 8 図に示す。第 8 図に示すようにほぼリニアに変化するため、熱回収量、流動層主燃焼室温度が任意に制御可能となる。しかもその制御は熱回収室散気風量の変化だけで容易に行なえる。また、層内伝熱管の摩耗速度は流動化速度の 3 乗に比例すると言われており、その関係を図示したものが第 9 図である。すなわち、熱回収室の移動層に吹き込まれる散気風量を 0~3Gmf、好ましくは 0~2Gmf にすることにより、伝熱

method of a fluidized-bed boiler using this phenomenon. DOE Report, 6021(2), (655-663) (1985), the coefficient of heat-transfer by change of fluidization velocity is introduced with insensitive(fixed bed) or too sensitive (fluidized bed).

In addition, according to the patent specification in a foreign country, some things which divided the combustion chamber and the heat recovery chamber like this technique are seen.

However, all the constitution of a partition is vertical.

The bed material of a heat recovery chamber is the change to a fixed bed and a fluidized bed.

It becomes a fixed bed when the amount of heat recovery is smallness. It becomes a fluidized bed when the amount of heat recovery is large. The method have spurted out from the bottom upwards is main.

This is because both a combustion chamber and a heat recovery chamber are made into a fluid state (condition like water), and both bed materials must be communicated since it is hard to generate the reversal style like an inclined partition in a vertical partition,

The relationship of a generalization coefficient of heat-transfer and a heat-recovery-chamber aeration air quantity in a heat-recovery-chamber moving bed is shown in Figure 8.

Since it changes almost linearly as shown in Figure 8, the amount of heat recovery and fluidized-bed main-combustion-chamber temperature can control arbitrarily.

And the control can be easily performed only by change of a heat-recovery-chamber aeration air quantity.

Moreover, it is said that the wear rate of the heat exchanger tube in a layer is proportional to the 3rd power of fluidization velocity.

The thing illustrating the relationship is Figure 9.

管の摩耗の問題も解消できる。

熱回収量を制御するためには、前述のように、流動媒体循環量を制御すると同時に熱伝達係数を制御する。すなわち、流動床主燃焼室の空気室 54, 56 における流動化ガス量を一定とすれば、熱回収室の散気風量を増加させると、流動媒体循環量が増加すると同時に熱伝達係数が増加し、相乗効果として熱回収量は大幅に増加する。このことは、流動層中の流動媒体の温度の面から考えれば、流動媒体の温度が所定の温度以上に上昇するのを防ぐ効果にあたる。

熱回収室 59 に散気ガスを導入する手段としては種々の装置が考えられるが、一般的には熱回収室を有効に利用するため傾斜仕切壁の背面（熱回収室側）に傾斜させて設置される。

また散気装置において、散気空気を噴出する開口は、先端部に行く程（流動媒体層高が浅くなる程）小さくし、散気空気が先端部にて多量に噴き出すことを防止する。

その開口の大きさは、散気風量 2Gmf で散気装置 62 の全長にわたってほぼ均一な散気風量を出すように開口を決めるのが好ましい。すなわち、この時が、熱回収室の全ての伝熱面が最高の熱回収量を得ることができ、しかも伝熱面の摩耗も全ての伝熱面において、摩耗速度を小さく

That is, the problem of abrasion of a heat exchanger tube can also be eliminated by setting the aeration air quantity blown into the moving bed of a heat recovery chamber to 0-3Gmf (preferably 0-2 Gmf).

In order to control the amount of heat recovery, a coefficient of heat-transfer is controlled as mentioned above at the same time it controls a bed-material circulating load.

That is, a coefficient of heat-transfer increases at the same time a bed-material circulating load will increase fluidization gas quantity in the air chambers 54 and 56 of a fluidized-bed primary combustion chamber, if fixed, then the aeration air quantity of a heat recovery chamber are made to increase. The amount of heat recovery is sharply increased as a synergistic effect.

This is the effect that the temperature of a bed material prevents ascending more than predetermined temperature, if it considers from the surface of the temperature of the bed material in a fluidized bed.

A device various as means to introduce aeration gas into a heat recovery chamber 59 can be considered.

However, in order to utilize a heat recovery chamber effectively generally, it installs by the back (heat-recovery-chamber side) of an inclined partition wall carrying out inclined.

Moreover in a diffuser, the opening which ejects aeration air is made so small that it goes to leading end part (so that bed-material layer quantity becomes shallow). Aeration air prevents blowing off so much by leading end part.

As for the size of the opening, it is desirable to decide an opening to take out an almost uniform aeration air quantity with aeration air-quantity 2Gmf covering the full length of a diffuser 62.

That is, all the generating surfaces of a heat recovery chamber obtain the highest amount of heat recovery at this time. And it is because abrasion of a generating surface can also make a wear rate small in all generating surfaces.

The burning-material insertion opening by

くすることができるからである。

第4図において、66は炉51上部に設けられた燃焼物投入口、67は気水ドラムで図示していないが熱回収室59内の伝熱管65と循環路を形成している。また、89は炉51底部の空気分散板52の両側縁部外側に接続された不燃物排出口で、70は逆ねじ方向に配設されたスクリー71を有するスクリーコンベアである。

なお燃焼物投入口は、ボイラ上部に限らず、石炭等の場合にはボイラ側壁からスプレッド66'等により散布投入しても良い。

しかして、燃焼物投入口66又は66'より炉51内に投入された燃焼物Fは、流動化用空気により旋回流動している流動媒体と共に流動しながら燃焼する。この時、空気室55の上方中央部付近の流動媒体は激しい上下動は伴わず、弱い流動状態にある下降移動層を形成している。この移動層の幅は、上方は狭いが裾の方は左右に拡散していき裾の一部は両側縁部の空気室54、56の上方に達しているので、この両空気室からの大きな質量速度の流動化用空気の噴射を受けて吹き上げられる。すると、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室55の直上の層は自重で下降する。この層の上方には、後述のように流動層からの流動媒体が補給されて堆積し、これを繰り返して空気室55の上方の流動媒体は徐々に連続的に下降する移動層を形

which 66 was provided to the furnace 51 upper part in Figure 4, and 67 are steam and water drums. Although not illustrated, the heat exchanger tube 65 and the circuit in a heat recovery chamber 59 are formed.

Moreover, 89 is the nonflammable discharge port connected to the double-sided edge outer side of the air distributor 52 of furnace 51 bottom part. 70 is a screw conveyor which has the screw 71 arranged in the direction of an inverse screw.

In addition a burning-material insertion opening may not be restricted to the boiler upper part, but, in the case of coal etc., may carry out the dispersion injection by spreader 66' etc. from a boiler side wall.

However, burning-material F supplied in the furnace 51 from the burning-material insertion opening 66 or 66' combusts, flowing with the bed material which is carrying out the rotary flow by the fluidization air.

At this time, the vertical motion with the intense bed material close to the upper-part center section of an air chamber 55 does not follow, but is forming the descent moving bed in a weak fluid state.

As for the width of this moving bed, although the upper part is narrow, the direction of a hem is diffused right and left. A part of hem is given to the upper part of the air chambers 54 and 56 of a double-sided edge.

Therefore it blows up in response to an injection of the fluidization air of the big mass velocity from this both air chamber.

Then, the partial bed material of a hem is removed.

Therefore the layer of just overhead of an air chamber 55 is descended with dead weight. In the upper part of this layer, the bed material from a fluidized bed replenishes and deposits as below-mentioned.

This is repeated and the upper bed material of an air chamber 55 forms the moving bed which descends continuously gradually.

The bed material moved an air chamber 54 and on 56 is blown up upwards. However, a reflective turn is carried out in the



成する。

空気室 54, 56 上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜仕切壁 58 に当って反射転向して炉 51 の中央に向かって旋回せしめられ、中央部の移動層の頂部に落下し、再び前述のように循環されると共に、流動媒体の一部は傾斜仕切壁 58 の上部を越えて熱回収室 59 内に入り込む。そして熱回収室 59 に堆積した流動媒体の沈降速度がおそい場合には、熱回収室の上部には安息角を形成し余剰の流動媒体は傾斜仕切壁上部から流動床主燃焼室に落下する。

熱回収室 59 内に入り込んだ流動媒体は、散気装置 62 から吹き込まれるガスによって緩やかな流動が行われつつ徐々に下降する沈降循環層が形成され、伝熱管との熱交換が行われたのち、開口部 63 から流動床主燃焼室へ還流される。

この熱回収室 59 内で散気装置 62 から導入される散気空気の質量速度は 0~3Gmf、好ましくは 0~2Gmf の範囲内の値から選ばれる。

その理由は、第 8 図に示される如く 2Gmf 以下で熱伝達係数は最小から最大まで変化し且つ、第 9 図に示される如く摩耗速度が小さい範囲で制御できるからである。

また、熱回収室は炉 51 内の主燃焼領域外であり、還元性雰囲気のような強い腐食性領域ではないために、従来のもものと比べて伝熱管 65 が腐食を受けに

inclined partition wall 58, and a furnace 51 goes central and it is revolved. It falls to the top part of the moving bed of a center section.

While circulating again as mentioned above, a part of bed material exceeds the upper part of the inclined partition wall 58, and it enters in a heat recovery chamber 59.

And when the settling velocity of the bed material which deposited to the heat recovery chamber 59 is slow, a repose angle is formed on the upper part of a heat recovery chamber, and a surplus bed material falls from the inclined partition-wall upper part to a fluidized-bed primary combustion chamber.

The sedimentation circulation layer which descends gradually is formed, being performed a loose flow by gas by which the bed material which entered in the heat recovery chamber 59 is blown from a diffuser 62. After performing heat exchange with a heat exchanger tube, it refluxes from a opening 63 to a fluidized-bed primary combustion chamber.

The mass velocity of aeration air introduced from a diffuser 62 within this heat recovery chamber 59 is chosen out of the value within the range of 0-3Gmf, and preferably 0-2 Gmf.

The reason is that as shown in Figure 8, a coefficient of heat-transfer changes from the minimum to the maximum by 2 or less Gmves. And, it is controllable in the range with a small wear rate to be shown in Figure 9.

Moreover, a heat recovery chamber is outside the main combustion zone in a furnace 51.

Since it is not a strong corrosive zone like a reducing atmosphere, compared with the conventional thing, a heat exchanger tube 65 does not receive corrosion. Moreover, as mentioned above, in this part, since drift velocity is also low, abrasion of a heat exchanger tube 65 is also extremely few.

In the range of mass-velocity 0-2Gmf of the

くく、また、前述のようにこの部分では流動速度も低いため、伝熱管 65 の摩耗も極めて少ない。流動化用空気の質量速度 0 ~ 2Gmf の範囲において、実際には流動媒体温度及び粒径にもよるが、例えば 800°C において空気速度は 0 ~ 0.4m/秒 (空塔速度) と極めて低速度である。燃焼物中に流動媒体より大きな径の不燃物がある場合には、燃焼残渣は一部の流動媒体と共に炉底部のスクリーコンベア 70 より排出される。

また、熱回収室 59 内の伝熱は、流動媒体と伝熱管 65 との直接接触による伝熱に加えて、流動媒体の移動により不規則に振動しながら上昇するガスを媒体とした伝熱がある。後者は、通常のガス-固体間の接触伝熱に対し、伝熱の妨げとなる固体表面の境界層がほとんど存在せず、また流動媒体同志が移動によってよく攪拌されるために、静止媒体と異なり粉体の中での伝熱が無視できるようになり、極めて大きな伝熱特性を示す。したがって、本発明の熱回収室においては、通常の燃焼ガスボイラに比較して 10 倍近い熱伝達係数をとることができる。

このように、流動媒体と伝熱面との伝熱現象は流動の強弱に大きく依存しており、散気装置 62 から導入するガス量の調節により流動媒体循環量も調節でき、且つ、移動層による熱回収室 59 を炉内において主燃焼室から独立させることで、コンパクトでかつターndダウン比が大

fluidization air, it is based also on bed-material temperature and a particle size in fact.

However, for example, in 800 degree C, air velocity is low velocity extremely with a 0-0.4 m / second (superficial velocity).

When the nonflammable of a path bigger than a bed material is in a burning material, a combustion residue is ejected from the screw conveyer 70 of a furnace-bottom section with a partial bed material.

Moreover, as the heat transfer in a heat recovery chamber 59, there are the heat transfer of a bed material and the heat exchanger tube 65 according to a contact directly and a heat transfer through gas which ascends while oscillating irregularly by movement of a bed material.

The boundary layer on the surface of a solid where the latter serves as the hindrance of a heat transfer to the contact heat transfer between usual gas- solids hardly is present. Moreover since a bed-material element is well stirred by movement, unlike a rest medium, the heat transfer in the inside of a fine particle can be disregarded.

An extremely big heat-conducting characteristic is shown.

Therefore, in the heat recovery chamber of this invention, the coefficient of heat-transfer with 10 near increment can be taken compared with a usual combustion-gas boiler.

Thus, it depends on the strength of a flow for the heat-transfer phenomenon of a bed material and a generating surface greatly.

A bed-material circulating load can also be adjusted by control of the gas quantity introduced from a diffuser 62. And, the heat recovery chamber 59 by the moving bed is set in the furnace, and it is made to be independent of a main combustion chamber. It is compact. And a turndown ratio is large. It can set as the

きくて制御容易な流動層による熱回収装置とすることができる。

石炭や石油コークスのように燃焼速度の遅い燃焼物を燃料として用いたボイラーにおいては、蒸発量を急に変化させたくとも燃焼速度に見合った速度でしか変化できない場合が多く、バブリング式ボイラにおいては流動層温度を介して熱回収を行なうためにそれより更に劣る。

しかしながら、本発明においては熱回収室における伝熱量を、熱回収室散気量を変化させることにより、瞬時に数倍ないし数分の一に変化させることができる。従って、燃焼物供給量変化による流動層への入熱量変化は燃焼速度に左右されるため、時間遅れを生じるけれども、本発明の熱回収室における流動媒体からの熱回収量は熱回収室散気量で急速に変化させることができ、入熱量と熱回収量の応答速度の差を流動媒体の温度の一時的な温度変化として、流動層を形成する流動媒体の顕熱蓄熱能により吸収できる。このため熱を無駄なく利用することができ、従来の石炭だきボイラーの類にはなかった追従性の良い蒸発量制御が可能となる。

なお、前記の不燃物排出口 69 の位置は、例えば図示例のように熱回収室 59 の傾斜仕切壁 58 の下部の開口部 63 並びに炉 51 内の空気分散板の両側縁部に接するように位置せしめるのがよいが、これに限定されるものではない。

第 4 図においては、空気分散

heat recovery equipment by the fluidized bed with an easy control thereby.

In the boiler using the burning material with a slow burning rate as a fuel like coal or the petroleum coke, even if it is going to vary evaporation suddenly, it can change in many cases only at the velocity corresponding to the burning rate. In order to perform heat recovery via fluidized-bed temperature in a bubbling formula boiler, it deteriorates further from it.

However, in this invention, the amount of heat transfers in a heat recovery chamber can be instantly varied several times - one of several times by varying the amount of heat-recovery-chamber aerations.

Accordingly, a burning rate influences the heat-gain change to the fluidized bed by burning-material amount-of-supply change. Although a time-lag is generated, the amount of heat recovery from the bed material in the heat recovery chamber of this invention can be quickly varied in the amount of heat-recovery-chamber aerations. The difference of the response speed of a heat gain and the amount of heat recovery is absorbable as a temporary temperature change of the temperature of a bed material with the sensible-heat thermal-storage ability of the bed material which forms a fluidized bed.

For this reason heat can be utilized unwastefully and a good evaporation control of the tracking property which was not in the kind of the conventional coal fired boiler can be performed.

In addition, as for the above-mentioned position of the nonflammable discharge port 69, it is good to make it exist so that the opening 63 of the lower part of the inclined partition wall 58 of a heat recovery chamber 59 and the double-sided edge of the air distributor in a furnace 51 may be contacted, for example, like the example of illustration.

However, it is not limited to this.

In Figure 4, although the air distributor 52 was made into the angular shape, the rotational flow can be formed the fluidization air capacity ejected from air chambers 54 and 56 on a

板 52 を山形としたが、空気室 54, 56 から噴出する流動化空気量を 4Gmf 以上とすれば、傾斜仕切壁の作用により流動層主燃焼室に旋回流を形成することができるため、石炭のような不燃物含有量の少ない燃焼物を燃焼させる場合には空気分散板 52 は水平でも良い。また不燃物排出口は省略しても良い。

以上述べたように本発明の流動床ボイラの熱回収性能は極めて優れたものであるが、つぎに本発明のボイラの制御方法について説明する。

即ち、本発明においては、熱回収室からの熱回収量は回収熱の利用者側の要求に応じて熱回収室散気装置から噴出するガス量を制御することにより制御し、かつ、流動床主燃焼室の温度は該燃焼室の温度又は蒸気圧力に基いて燃料投入量を制御することにより行うものであるが、本発明のボイラは熱伝達係数が任意に調整でき、かつ熱回収量の変化は流動媒体の顕熱の変化として吸収しうるので利用者側の要求に直ちに応答できると共に安定した状態でボイラを運転できる。

第 4 図に基いて説明すると、例えば伝熱管 65 から引き出される蒸気の温度が不足した場合には、蒸気引出し管 90 上の温度検出機 91 で検知された温度に基いて熱回収室散気装置への散気用空気調整用バルブ 93 の開度制御器 92 によりバルブ 93 を開の方向に制御し、散気用空気の吹込み量を大とすることに

fluidized-bed main combustion chamber by effect of 4 or more Gmves, then an inclined partition wall. Accordingly, the horizontal plane is also good for the air distributor 52 when burning the few burning material of the nonflammable content like coal.

Moreover a nonflammable discharge port may be omitted.

As stated above, the heat-recovery performance of the fluidized-bed boiler of this invention is extremely excellent.

However, the control method of the boiler of this invention is demonstrated below.

That is, in this invention, the amount of heat recovery from a heat recovery chamber is controlled by controlling gas quantity ejected from a heat-recovery-chamber diffuser depending on the request by the side of the user of recovery heat.

And, temperature of a fluidized-bed primary combustion chamber is performed by controlling a fuel input based on the temperature or the steam-pressure force of this combustion chamber.

However, a coefficient of heat-transfer can regulate the boiler of this invention arbitrarily. And a change of the amount of heat recovery may be absorbed as a change of the sensible heat of a bed material. Accordingly the operating of the boiler can be carried out in the condition of having been stabilized while request by the side of a user could be responded immediately.

If demonstrated based on Figure 4, when the temperature of the vapor pulled out from a heat exchanger tube 65 runs short, a valve 93 is controlled by the opening controller 92 of the valve for air regulation 93 for aerations to a heat-recovery-chamber diffuser in the direction of an open based on the temperature detected with the temperature detection machine 91 on the vapor extraction tube 90.

By making large the amount of blowing in of

より熱回収量を増加し、蒸気の温度を利用側の要求する温度まで引上げる。

また、流動層の温度を温度検出器 94 により検知し、該温度に基いて流動床主燃焼室への燃料供給量及び／又は空気室 54, 55, 56 への空気供給量を制御することにより流動層主燃焼室の温度が一定範囲内でコントロールされる。

また、別の方法では、例えば使用者側の負荷変動で必要蒸気量が変化した場合、蒸気圧力が最も速く追従して変化するため、この圧力信号によって流動床主燃焼室への燃料供給量を制御するという方法もとられる。

蒸気流量を 70% から 100% に + 30% のステップ変化をした場合の応答特性を第 10 図及び第 11 図に示す。

第 10 図は蒸気流量の +30% のステップ変化があったにもかかわらず熱回収室散気装置からの風量を一定に保った場合の試験結果を示し、第 11 図は蒸気流量の +30% のステップ変化に対応して熱回収室散気風量を制御した場合の試験結果を示すものであるが、両者の対比から本発明に従って蒸気流量の変化に伴なって熱回収室散気風量を制御した（第 11 図）場合、第 10 図に示される従来法に比し流動層温度及び蒸気圧力は、短時間で設定値におさまリ、さらにその間の変動幅も小さいことがわかる。

なお、第 11 図に示される本発

air for aerations, the amount of heat recovery is increased and it pulls up to the temperature as which a utilization side requires temperature of vapor.

Moreover, temperature of a fluidized bed is detected with the temperature detector 94.

Based on this temperature, the air amount of supply to the fuel amount-of-supply and/or air chambers 54, 55, and 56 to a fluidized-bed primary combustion chamber is controlled. Thereby the temperature of a fluidized-bed main combustion chamber is in a predetermined range, and is controlled.

Moreover, when the amount of required vapor changes, for example, by the load fluctuation by the side of a user, by another method, steam-pressure force tracks most quickly and changes. Accordingly, the method of controlling the fuel amount of supply to a fluidized-bed primary combustion chamber by this pressure signal is also taken.

The response characteristic at the time of carrying out a vapor rate of flow 1030% of a step change to 100% from 70% is shown in Figure 10 and 11.

Figure 10 shows the test result at the time of keeping constant the air quantity from a heat-recovery-chamber diffuser, though there was +30% of a step change of a vapor rate of flow. Figure 11 shows the test result at the time of controlling a heat-recovery-chamber aeration air quantity corresponding to +30% of a step change of a vapor rate of flow.

However, when a heat-recovery-chamber aeration air quantity is controlled in connection with a change of a vapor rate of flow from both comparison according to this invention (Figure 11), fluidized-bed temperature and steam-pressure force become to the set value in a short time compared with the conventional method shown in Figure 10. Furthermore it turns out that fluctuation width in the meantime is also small.

Fluidized-bed temperature is 12 degree C (+/-) of approximately in the fluctuation width at the time of in addition controlling by this

明によって制御を行った場合の変動幅は流動層温度が約 $\pm 12^{\circ}\text{C}$ 、蒸気圧力が約 $\pm 0.3\text{kg/cm}^2$  ( $0.029\text{MPa}$ ) 以下であった。

つぎに蒸気流量 $-60\%$ ランブ変化の場合、これに応じて本発明により熱回収室における散気風量を制御した場合の応答特性を第 12 図に示す。この場合も流動層温度はほとんど一定で、蒸気圧力の変動も小さいことがわかる。

つぎに第 13 図に基いて本発明の他の実施例を説明する。第 13 図に示す実施例は、第 1 図に示す 1 つの巡回流動層を有する炉に本発明を適用した場合の実施例を示すもので各符号は第 3 図において説明したのと同じ意味を有し、その作用は第 3 図において説明したのと同じである。

第 14 図は大型のボイラが必要となった時の実施例を示す。第 14 図に示す実施例は第 4 図に示す内部循環型流動床ボイラを 2 つ合わせた形で構成したものである。

第 4 図第 14 図に示す如く天井に設けられた投入口から燃料を投入することで無理なく運転できるが、石炭等数十ミリメートル程度以下の固体燃料を燃焼せしめる場合には、天井部から投入せずに、燃焼部側壁の流動層表面よりは高いが低目の位置から回転羽根によりはね飛ばす形式等スプレッダにより燃焼部に投入する方法が好ましい。

従って、石炭等固体燃料専焼

invention shown in Figure 11. Steam-pressure force was below  $0.3\text{ kgs (+/-) } 3$  ( $0.029\text{MPa}$ ) of approximately.

Below, in  $-60\%$  lamp change of vapor rate of flows, the response characteristic at the time of controlling the aeration air quantity in a heat recovery chamber by this invention depending on this is shown in Figure 12.

Also in this case, fluidized-bed temperature is almost fixed and understands that a fluctuation of steam-pressure force is also small.

Based on Figure 13, the other Example of this invention is demonstrated below.

The Example shown in Figure 13 shows the Example at the time of applying this invention to the furnace which has the one rotary fluidized bed shown in Figure 1. Each symbol has the same implication as having demonstrated Figure 3.

The effect is the same as that of having demonstrated Figure 3.

Figure 14 shows an Example in case the boiler of large-size is needed.

The Example shown in Figure 14 composed the form which joined two internal circulation fluidized-bed boilers shown in Figure 4.

The operating can be carried out reasonable by throwing in a fuel from the insertion opening provided to the ceiling as shown in Figure 4 and Figure 14.

However when the solid fuel below several dozens millimeter extent, such as coal, is burnt, the method which supplies to a combustion section with spreaders, such as the form of bounding off by the moving blade from the low position which is higher than the fluidized-bed surface of a combustion section side wall, without supplying from a ceiling section, is desirable.

Accordingly, when using as solid-fuel mono-fuel-combustion furnaces, such as coal, a

炉として用いる場合には、天井投入口は設けずに上述のスプレッドのみとしてもよく、また粗大物を含む燃焼物は天井の投入口から投入し、固体燃料は上述のスプレッドから供給して混焼したりすることも出来る。

以上説明してきた内部循環型流動床ボイラは主とした中～大型のボイラに適用されるのが好ましく、小型のパッケージボイラの場合はよりコンパクト化することが要求されるのでその実施例を第 15 図に示す。すなわち、第 15 図に示す実施例では、第 4 図に示す層内伝熱管 65 をほぼ垂直に配置するとともに、熱回収室上部に設けられた排ガス対流伝熱部に延長し、これら伝熱管群を上部水室 91 と下部水室 92 を連結するように兼用一体化構成したものである。

このように、流動床主燃焼室上部のフリーボード部及び熱回収室の周囲にほぼ垂直な蒸発管を複数配置することにより、ボイラ本体の強度部材として使用できるのみならず、層内伝熱管を含めた伝熱管内流体は自然循環とすることができ、強制循環ポンプや配管等の附属機器が不要となる。

そして、流動床ボイラと排ガスボイラが一体構造となるため小型で安価な内部循環型流動床ボイラが可能となる。

本構成・機能を更に詳しく述べると、流動床主燃焼室で燃焼後生成した排ガスは燃焼室上部フリーボードを上昇した後、周囲に形成された伝熱管群へ上部

ceiling insertion opening is good only also as an above-mentioned spreader, without providing. Moreover the burning material including a rough large object can be supplied from the insertion opening of a ceiling, and the solid fuel can also be supplied and mixedly combusted from an above-mentioned spreader.

As for the internal circulation fluidized-bed boiler demonstrated above, it is desirable to be applied to the boiler of the inside mainly carried out - large-size. In the case of a small-sized package boiler, since miniturizing more is required, the Example is shown in Figure 15.

That is, in the Example shown in Figure 15, the heat exchanger tube in a layer 65 shown in Figure 4 is arranged almost vertically.

Also it extends among the waste-gas convective-heat-transfer section provided to the heat-recovery-chamber upper part.

The up water room 91 and the lower water room 92 are connected these heat-transfer nest of tubes. Multi-purpose integration constitution was carried out as mentioned above.

Thus, plural evaporation tubes almost vertical to the circumference of the heat recovery chamber and the freeboard part of the fluidized-bed-primary-combustion-chamber upper part are arranged. By above, it can be used as a strength member of the main body of a boiler.

Also the heat-transfer pipe interior fluid including the heat exchanger tube in a layer is made into a natural circulation. Attached measuring instruments, such as a forced-circulation pump and piping, become unnecessary.

And, since a fluidized-bed boiler and a waste-gas boiler serve as integral construction, a small and cheap internal circulation fluidized-bed boiler can be done.

If this constitution \* function is described in greater detail, After combusting by the fluidized-bed primary combustion chamber, the formed waste gas ascended the combustion-chamber up freeboard. After that, it goes into the heat-transfer nest of tubes formed on

から入り伝熱管に対してほぼ直交流の流れでもって下部方向へ熱交換されながら下降していく。この時バッフルプレート 93 による慣性-重力集塵により捕集された未燃灰の一部を熱回収室の移動層部へ落下させることにより、熱回収室移動層における未燃灰滞留時間が長いこと未燃灰が完全に燃焼し、燃焼効率が高くなる。

これは、未燃カーボンの燃焼時間が長い石炭の場合特に有効であるが、石炭以外で、未燃灰があまり飛散しない場合にはこの未燃灰リサイクルは特に必要としない。

また燃料投入口は例えば図示されるように上部投入方式とすると、二次燃焼用空気は燃料投入口周囲から流動床主燃焼室に向けて吹き込むのが良い。このようにすることにより二次空気のエアカーテン効果により、微粉炭等の細かな燃料粒子が燃焼排ガスに同伴して飛散するのを防ぐとともに、フリーボード部で効果的な攪拌・混合作用を行うため、二次空気中の酸素と排ガス中の未燃燃料との接触が十分に行なえ燃焼効率の向上、低 NOx、低 CO 等の効果も得られる。

第 16 図は第 15 図の矢印 A-A で切った平面断面図であり、特に丸型の例で示したものである。小型パッケージボイラの場合第 16 図のように特に丸型でなくても良いが、丸型のほうが、伝熱管の配列等の製作が容易である。

circumference from the upper part. It descends, exchanging heat in the direction of the lower part by the flow of a crossflow almost to a heat exchanger tube.

At this time, a part of unburnt ashes collected by inertial - gravity dust collection by the baffle plate 93 are dropped to the movement layer part of a heat recovery chamber. Since the unburnt ashes residence time in a heat-recovery-chamber moving bed is long, unburnt ashes combust completely thereby. A combustion efficiency becomes high.

This is effective when the burning time of unburnt carbon is long coal.

However, when unburnt ashes seldom disperse except coal, especially this unburnt ashes recycle is not needed.

Moreover if a fuel insertion opening sets as an up injection system so that it may be illustrated, for example, as for a secondary combustion air, it is good to blow in toward a fluidized-bed primary combustion chamber from the circumference of a fuel insertion opening.

By doing in this way, it prevents that fine fuel particles, such as the fine powder coal, accompany to combustion exhaust gas, and disperse according to the air-curtain effect of a secondary air.

Since an effective stir \* mixing effect is performed in a freeboard section, a contact with oxygen in a secondary air and the unburnt fuel in a waste gas can be performed sufficiently. Effects, such as the improvement in a combustion efficiency, low NOx, and low CO, are also obtained.

Figure 16 is a flat-surface sectional drawing turned off by arrow-head A-A of Figure 15.

The circle type example showed especially.

In the case of a small package boiler, it may not be a circle type especially as shown in Figure 16.

However, the circle type is easy for manufacture of the sequence of a heat exchanger tube etc.



なお、第 4 図、第 13 図、第 14 図等の実施例では構成上矩形が好ましい。

本発明の作用効果をまとめて記載すると次のとおりである。

(1) 仕切壁が傾斜しているの  
で、仕切壁の背面側に設けた熱  
回収室散気装置 62 から噴出せ  
しめる空気量を調節すること  
により熱回収室内の流動媒体を  
移動層の状態で沈降循環させる  
ことが出来ると共にその循環  
量を制御することが出来、熱回  
収量を自由に制御することが  
できる。また、熱回収室散気  
装置 62 から噴出せしめる空  
気量を 0 とすることにより熱  
回収室内の流動媒体を静置状  
態とすることができる。

(2) 熱回収室と流動床主燃焼  
室の画壁が傾斜仕切壁である  
と共に、傾斜仕切壁下部から  
噴出せしめられる流動用空気  
の質量速度が大であるため、  
流動床主燃焼室から熱回収室  
への流動媒体の流入量を大と  
することができる。

(3) 熱回収室散気装置から熱  
回収室に吹き込まれる空気の  
Gmf に比し、熱回収室下部開  
口部付近の主燃焼室に吹き込  
まれている空気の Gmf が大で  
あるから熱回収室への流動媒  
体の循環量を十分に確保でき  
、さらに熱回収室散気装置か  
らの散気風量を調節すること  
によって熱回収室における流  
動媒体の循環量を容易に制御  
することができる。

(4) 傾斜仕切壁の背面側に熱  
回収室散気装置を設けている  
ので、流動媒体の循環量を十  
分に

In addition, in the Examples, such as Figure 4, Figure 13, and Figure 14, a rectangle is desirable constitutionally.

It is as follows if the effect of this invention is described collectively.

(1) The partition wall is inclined.

Therefore the air capacity made to blow off from the heat-recovery-chamber diffuser 62 provided to the back side of a partition wall is adjusted. The sedimentation circulation of the bed material in a heat recovery chamber can be carried out in the state of a moving bed thereby. Also the circulating load can be controlled and the amount of heat recovery can be controlled freely.

Moreover, the air capacity made to blow off from the heat-recovery-chamber diffuser 62 is set to 0. The bed material in a heat recovery chamber can be changed into the still-standing condition thereby.

(2) While the barrier plate of a heat recovery chamber and a fluidized-bed primary combustion chamber is an inclined partition wall, the mass velocity of air for a flow made to blow off from the inclined partition-wall lower part is large. Accordingly, the inflow of the bed material to a heat recovery chamber from a fluidized-bed primary combustion chamber can be made large.

(3) Gmf of air blown into the main combustion chamber close to a heat-recovery-chamber lower opening from the heat-recovery-chamber diffuser compared with Gmf of air blown into a heat recovery chamber is large. Therefore, the circulating load of the bed material to a heat recovery chamber is sufficiently securable. Furthermore the circulating load of the bed material in a heat recovery chamber is easily controllable by adjusting the aeration air quantity from a heat-recovery-chamber diffuser.

(4) The heat-recovery-chamber diffuser is provided to the back side of an inclined partition wall.

確保でき、その制御も容易である。

(5) 流動床主燃焼室が内部循環型流動床を形成しているので、熱回収室から流動床主燃焼室へ導入される熱回収された流動媒体は主燃焼室においてスムーズに拡散するので、直ちに加熱される。

(6) 熱回収室内の流動媒体は、散気空気の質量速度 0~2Gmf の範囲内で移動層の状態で沈降循環せしめられているので第 9 図から明らかなようにバブリング式ボイラの流動媒体中に直接受熱流体を通じた伝熱面を配備した場合に比し、伝熱面の摩耗速度が極めて小となる。

(7) 熱回収室散気風量を 0~2Gmf の範囲内で、熱回収室内の熱媒体沈降量を制御でき、かつ、第 8 図に示すように総括熱伝達係数が直線的に変化するので熱回収量を自由に制御できる。

Therefore the circulating load of a bed material can be assured sufficiently and the control is also easy.

(5) A fluidized-bed primary combustion chamber is forming an internal circulation fluidized bed.

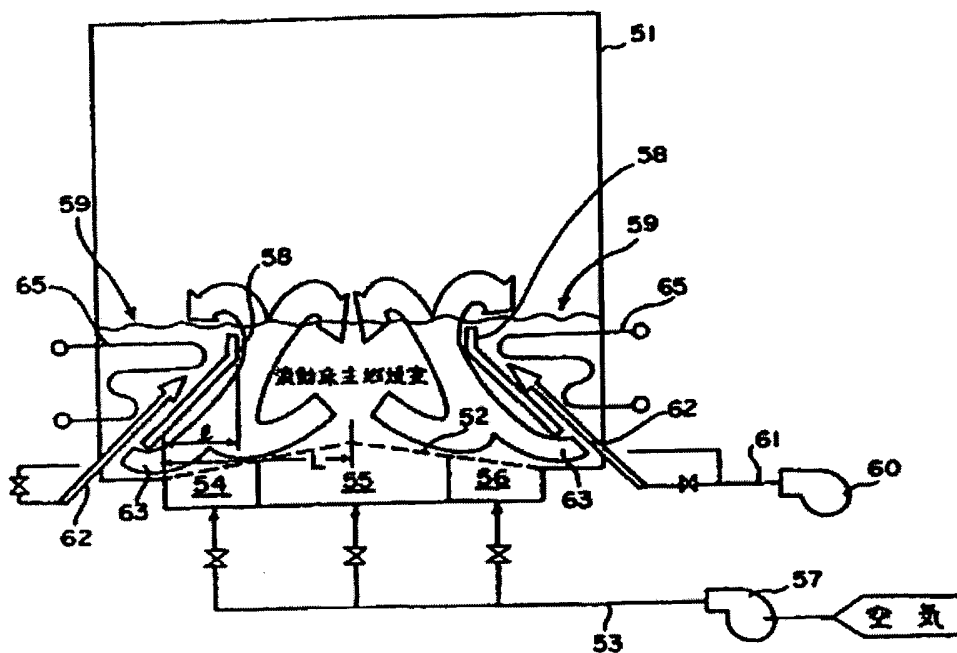
Therefore the bed material which is introduced from a heat recovery chamber to a fluidized-bed primary combustion chamber and by which heat recovery was carried out is smoothly diffused in a main combustion chamber.

Therefore it heats immediately.

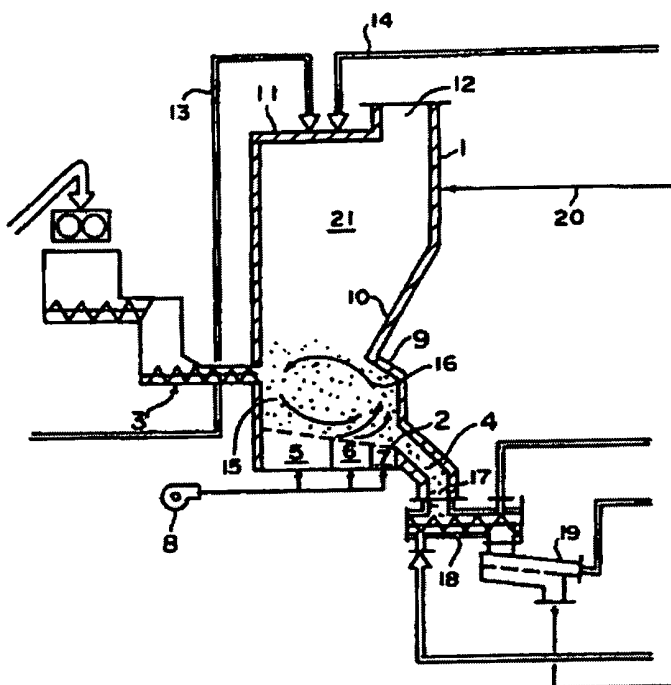
(6) The sedimentation circulation of the bed material in a heat recovery chamber is carried out in the state of a moving bed within the range of mass-velocity 0-2Gmf of aeration air. Clearly from Figure 9, compared with the case where the generating surface which passed the incoming-radiation fluid directly in the bed material of a bubbling formula boiler is arranged, the wear rate of a generating surface is extremely small.

(7) The amount of heat-carrier sedimentation in a heat recovery chamber is controllable within the range of 0-2Gmf of a heat-recovery-chamber aeration air quantity. And, since a generalization coefficient of heat-transfer changes linearly as shown in Figure 8, the amount of heat recovery is freely controllable.

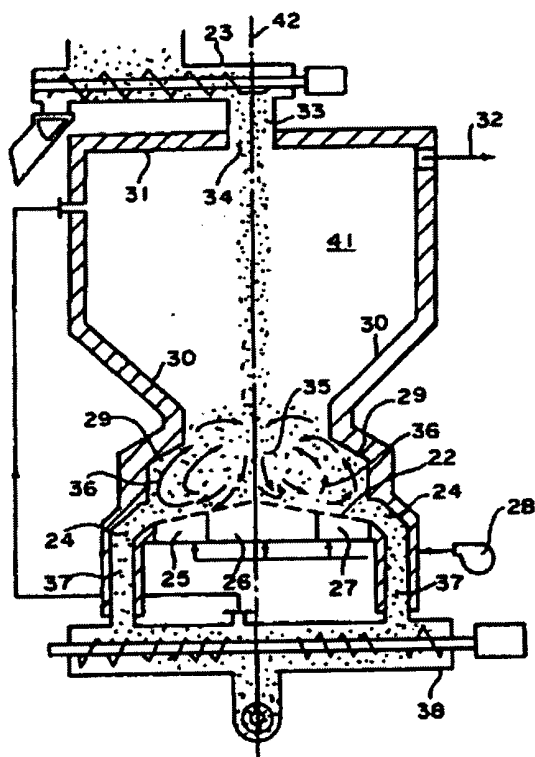
第3図



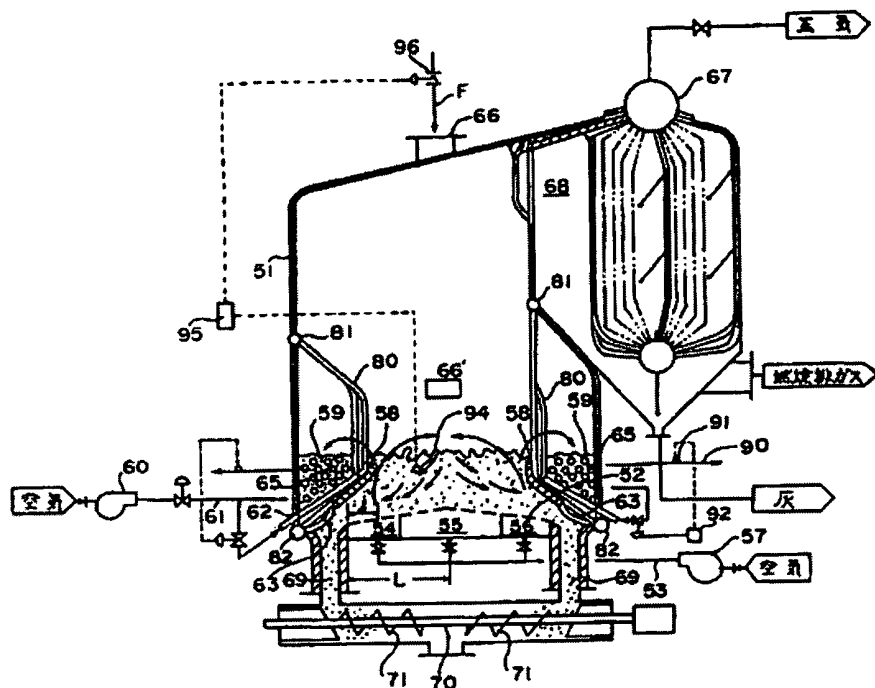
第1図



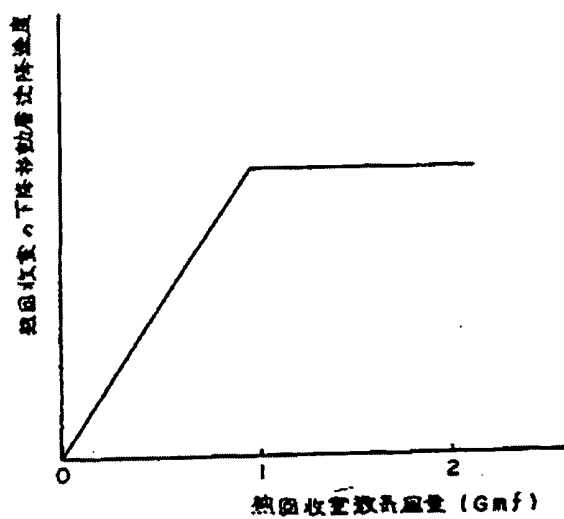
第2図



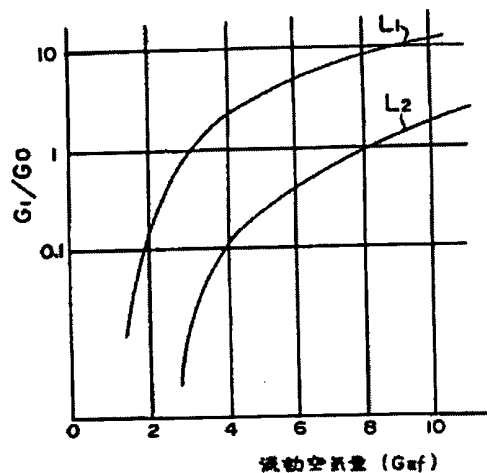
**第4図**



**第6図**

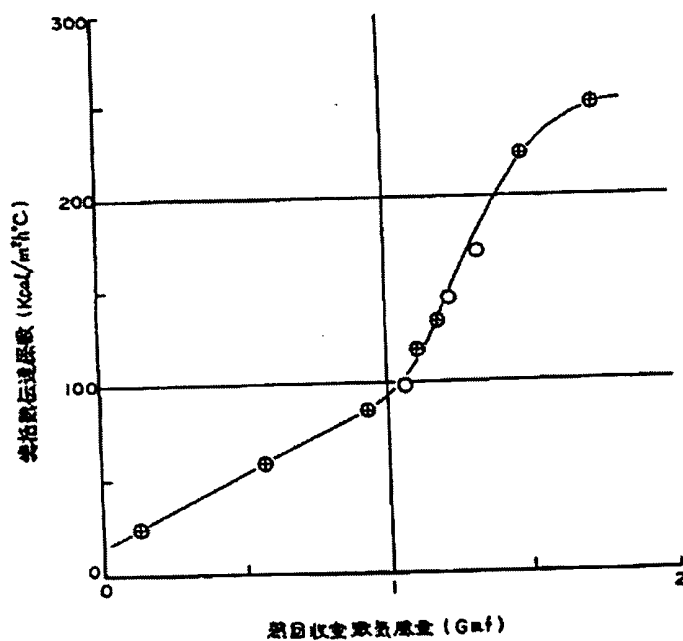


第5図.

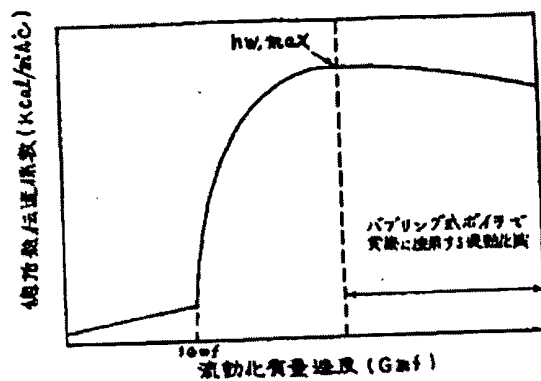


注:  $G_{mf}$  は基礎流動化速度  
 $G_1$  は流動媒体流量  
 $L_1$  は流動層高が流動空気を吹き抜ける状態では初壁上面まである場合  
 $L_2$  は流動空気を吹き抜ける状態では初壁上面より流動層高が10cmは初壁上面になる場合  
 $G_0$  は  $L_1$  の場合の燃焼室における原料は初壁下部の流動空気を  $3G_{mf}$  における流動媒体流量

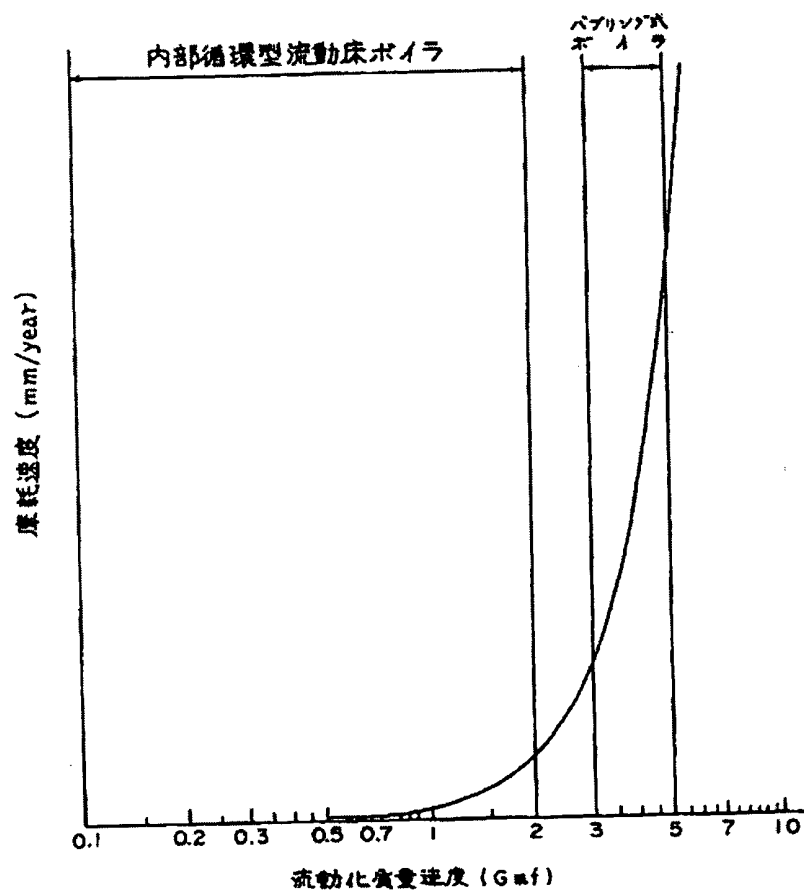
第8図



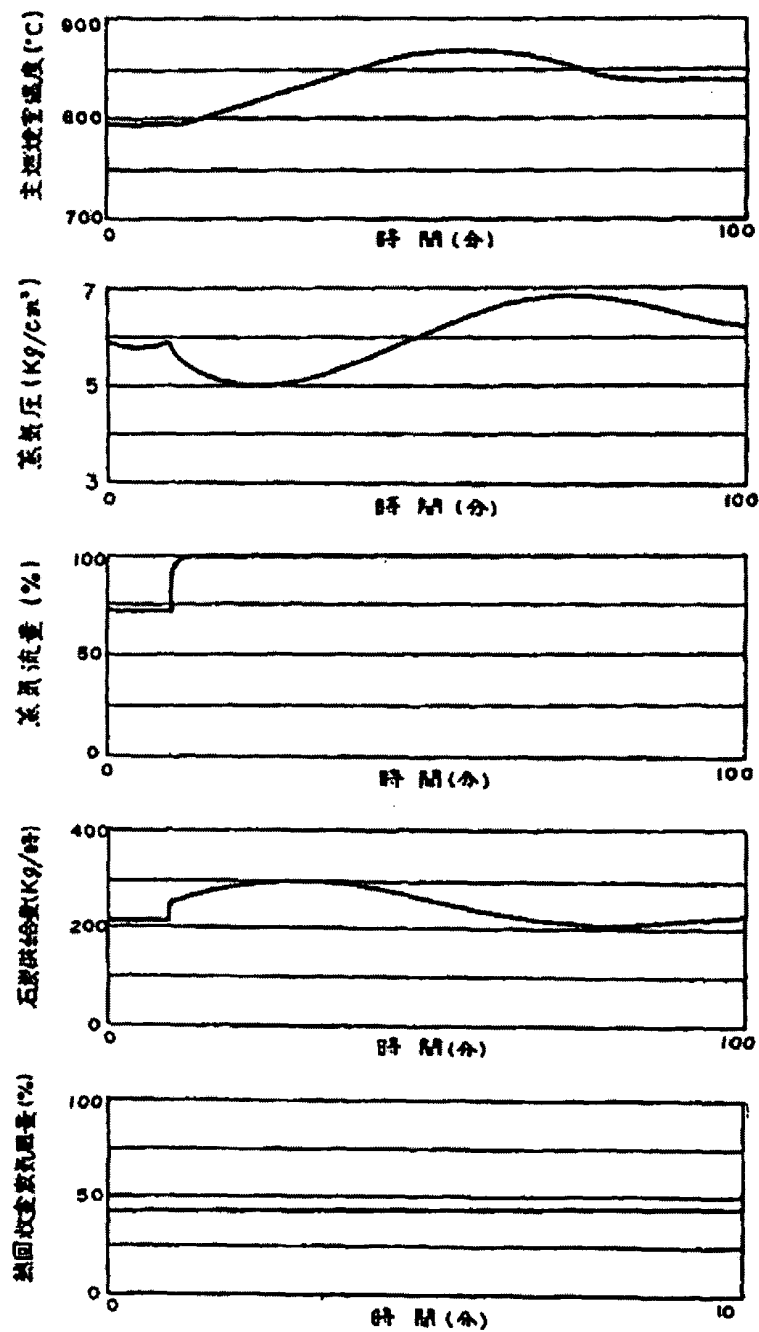
第7図



第9図

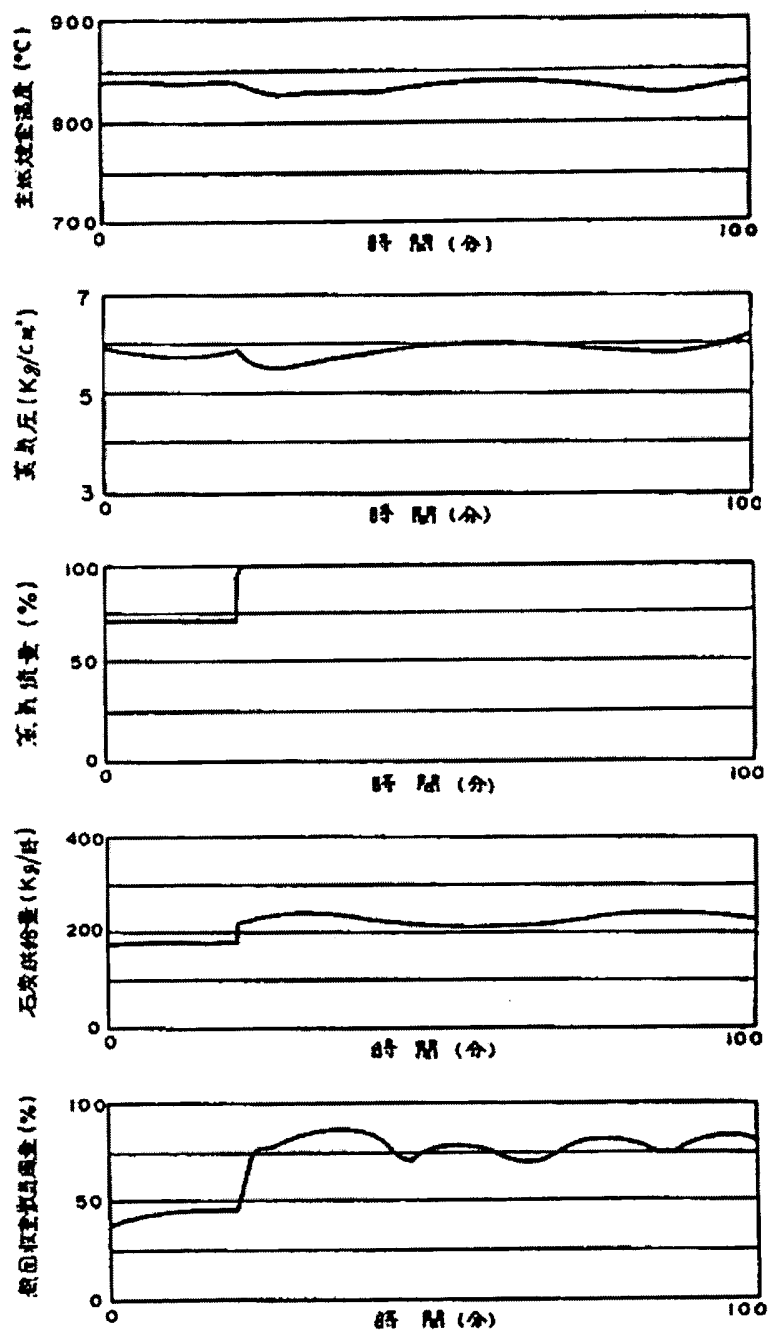


第 10 図

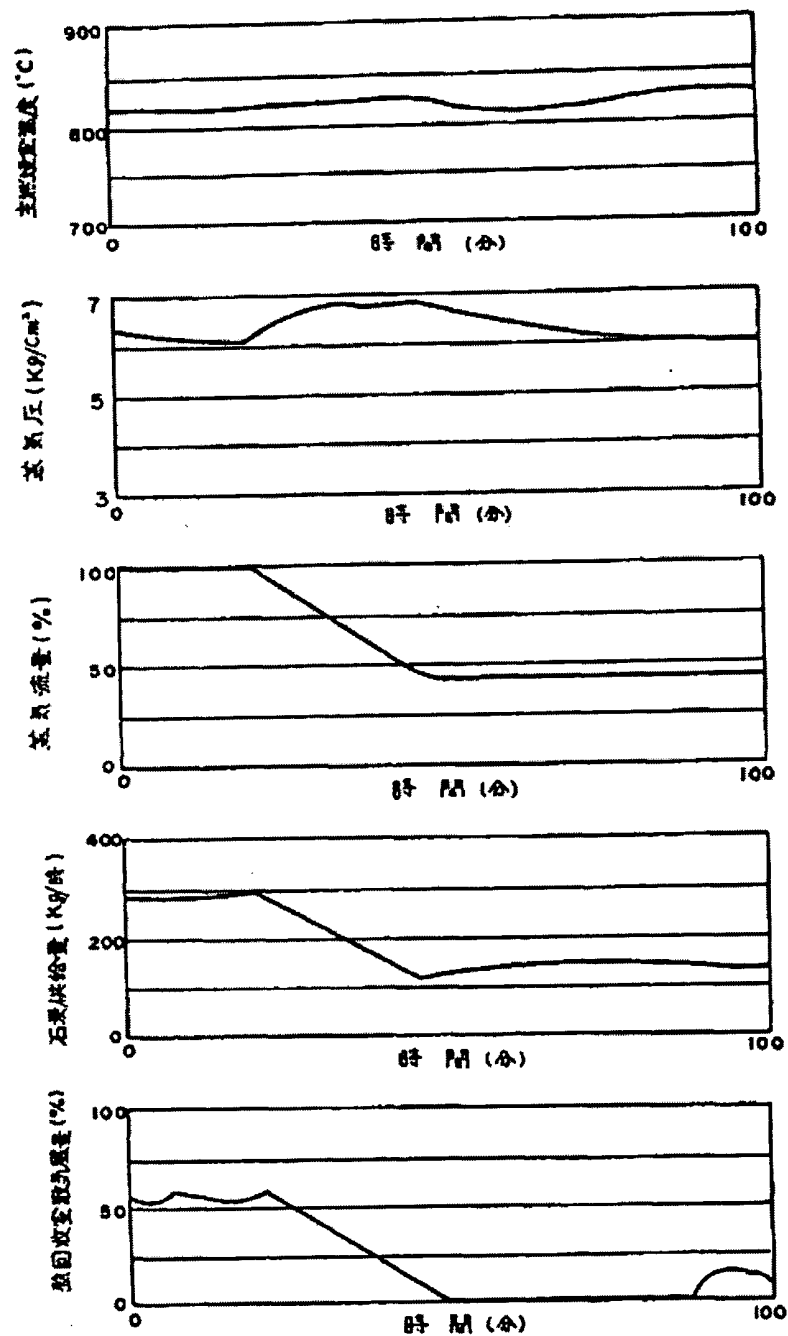




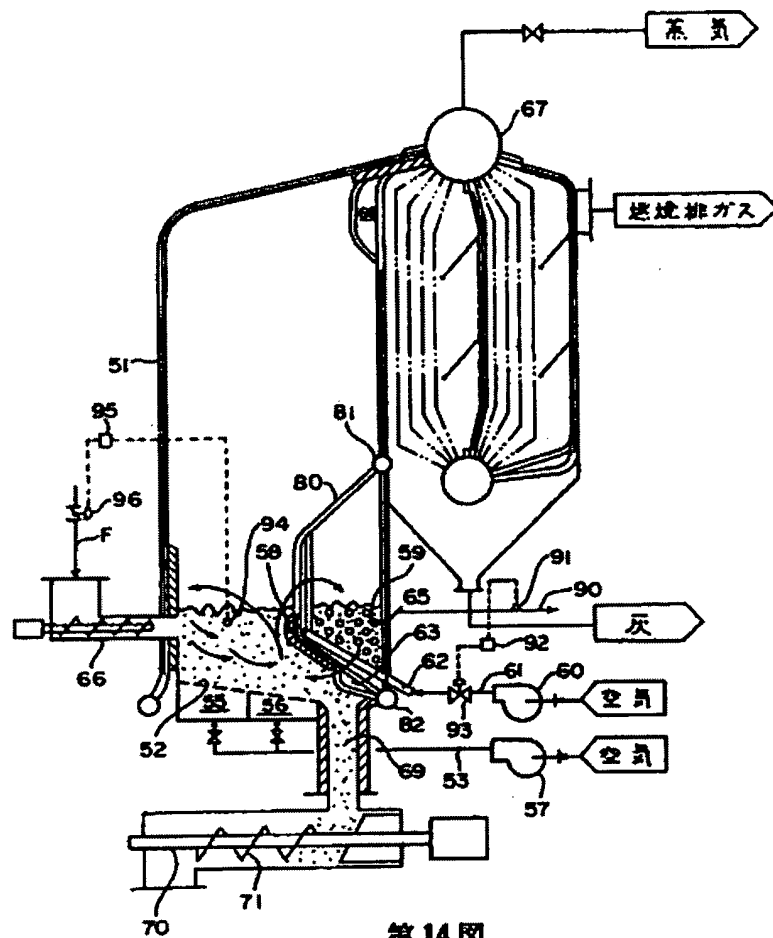
第 11 図



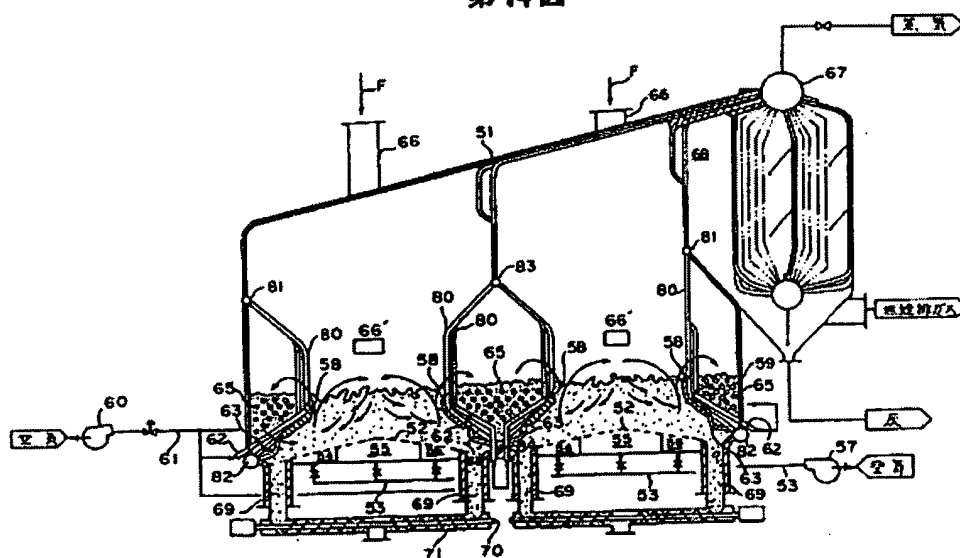
第 12 図



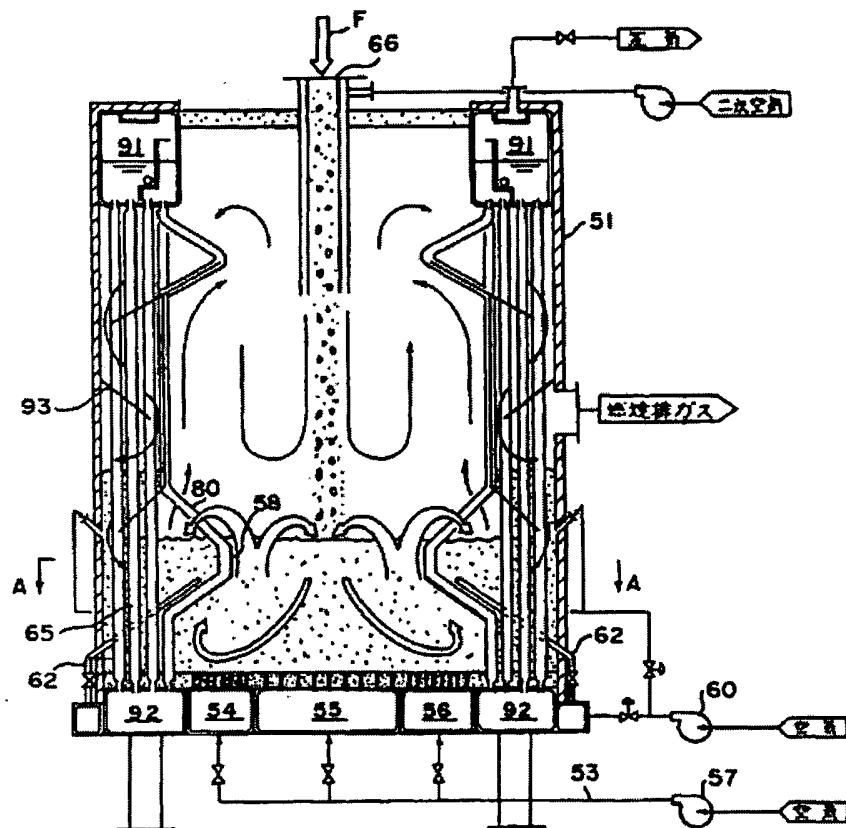
第 13 図



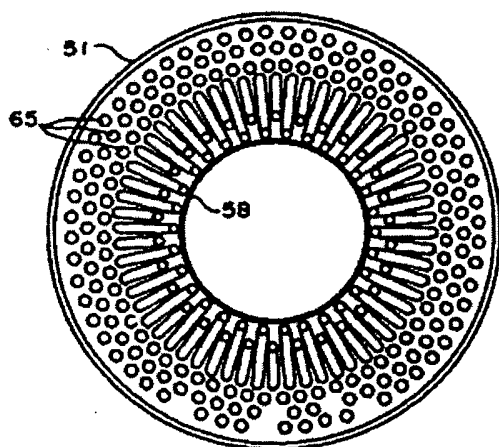
第 14 図



第 15 図

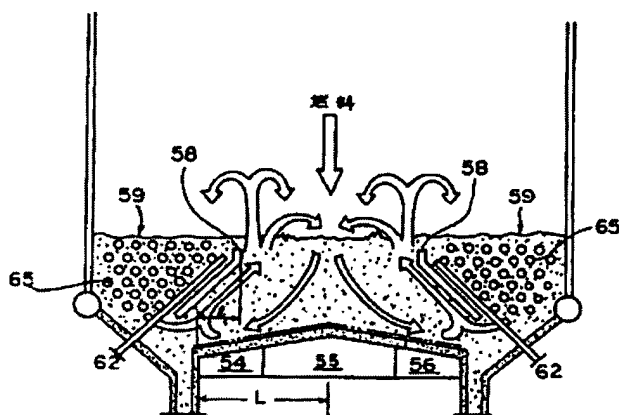


第 16 図



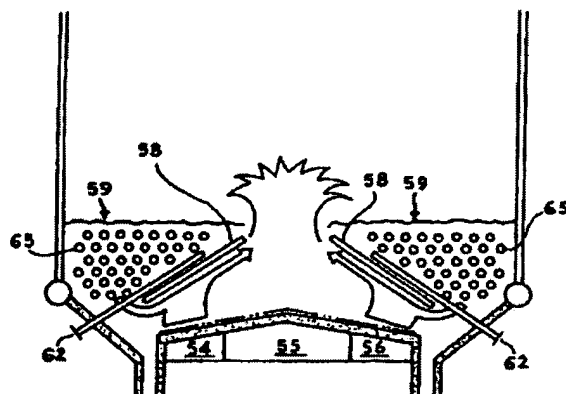
第17図

$$\frac{1}{6} \leq \frac{L}{L} \leq \frac{1}{2} \text{ の時}$$



第18図

$$\frac{L}{L} > \frac{1}{2} \text{ の時}$$



第19図

$$\frac{L}{L} < \frac{1}{6} \text{ の時}$$

